



TUGAS AKHIR - TM091585

**ANALISIS TERMAL *GLYCOL REBOILER* (5
PSIG, 550°F) PADA *DEHYDRATION UNIT*
CPP-PPGJ GUNDIH**

NIMAS ALFIANA RARAS SAPUTRI
2113100013

DOSEN PEMBIMBING
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME

Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya
2017



FINAL PROJECT - TM091585

**THERMAL ANALYSIS OF GLYCOL REBOILER
(5 PSIG, 550°F) IN DEHYDRATION UNIT
CPP-PPGJ GUNDIH**

**NIMAS ALFIANA RARAS SAPUTRI
2113100013**

**Academic Supervisor :
Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME.**

**Mechanical Engineering Department
Industrial Engineering Faculty
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017**

**ANALISIS TERMAL GLYCOL REBOILER (5 PSIG, 550°F)
PADA DEHYDRATION UNIT CPP-PPGJ GUNDIH**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik**

Pada

**Program Studi S-1 Jurusan Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh :

NIMAS ALFIANA RARAS SAPUTRI

Nrp. 2113100013

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Budi Utomo K.. W, MEI..... (Pembimbing)
(NIP. 195312191981031001)
2. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT..... (Penguji I)
(NIP. 197301161997021001)
3. Ary Bachtiar K.P. ST, MT, Ph.D..... (Penguji II)
(NIP. 197105241997021001)
4. Dr. Bambang Arip D, ST., M.Eng..... (Penguji III)
(NIP. 197804012002121001)

**SURABAYA
JANUARI, 2017**

**ANALISIS TERMAL *GLYCOL REBOILER* (5 PSIG,
550°F) PADA *DEHYDRATION UNIT* CPP-PPGJ
GUNDIH**

Nama : Nimas Alfiana Raras Saputri
NRP : 2113 100 013
Jurusan / Fakultas : Teknik Mesin / FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh
Widodo, ME

Uraian Singkat

Central Processing Plant (CPP) Gundih merupakan kilang *natural gas* milik PT. Pertamina EP Asset 4 Field Cepu. Kilang ini menghasilkan *natural gas* yang siap pakai dengan kapasitas 45 MMSCFD. Untuk menghasilkan *natural gas* siap pakai, diperlukan beberapa tahap proses pengolahan gas alam. *Dehydration unit* pada CPP-PPGJ Gundih merupakan unit yang menunjang produksi *natural gas*. Unit ini berfungsi untuk mengurangi kadar air pada *gas stripping* dengan media TEG (*Triethileneglycol*). Dalam unit ini, terdapat beberapa komponen penunjang salah satunya adalah *Glycol reboiler*. TEG dan *gas stripping* yang berasal dari *Caustic Treater Unit*, dikontakkan dalam sebuah *contactor coloumn*. Hal ini dimaksudkan agar air yang terdapat dalam *gas stripping* diikat oleh TEG. Kemudian TEG yang telah banyak mengandung air, diregenerasi agar TEG dapat digunakan kembali.

Untuk mengetahui unjuk kerja dari glycol reboiler ini dapat dilakukan dengan metode langsung dan metode tidak langsung. Dengan metode langsung yaitu dengan menghitung steam yang dihasilkan oleh reboiler. Kemudian dihitung dengan

membagi kerja reboiler dengan inputan reboiler dikali seratus persen. Analisis termal yang dilakukan pada *glycol reboiler* berupa perhitungan *heat loss* serta pembakaran. Tujuannya adalah untuk mendapatkan efisiensi *glycol reboiler*, jumlah udara yang dibutuhkan untuk proses pembakaran dan *excess air*. Tahap awal pengerjaan tugas akhir ini adalah observasi lapangan, identifikasi permasalahan, dan studi literature. Tahap kedua adalah pengumpulan data . Data yang digunakan dalam analisis pembakaran pada *glycol reboiler* diantaranya adalah *flow rate*, suhu, dan tekanan dari *fuel gas*. Sedangkan data yang digunakan untuk menghitung *heat loss* diantaranya adalah data *fuel gas analysis*, data *flue gas analysis*, dan data pendukung lainnya seperti *flow* bahan bakar. Tahap berikutnya analisis termal, pengolahan data dan tahap terakhir adalah penyusunan laporan.

Hasil yang didapatkan adalah unjuk kerja dari *glycol reboiler* pada saat komisioning sebesar 77,33% dan unjuk kerja berdasarkan waktu operasi tertentu lainnya. Kemudian dapat diketahui juga bahwa kinerja dari *glycol reboiler* sangat bergantung dari *fuel* dan *flue gas analysis* dari tiap operasi. Kehilangan panas terbesar yang terjadi pada *glycol reboiler* berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan adalah disebabkan karena kehilangan panas gas buang kering dan kehilangan panas akibat *moisture* dalam bahan bakar dimana masing masing mencapai 10-15 %.

Kata kunci : *Dehydration unit*, Pembakaran, *Excess air*, *Glycol reboiler*.

THERMAL ANALYSIS OF GLYCOL REBOILER (5 PSIG, 550⁰ F) IN DEHYDRATION UNIT CPP-PPGJ GUNDIH

Name : NIMAS ALFIANA RARAS SAPUTRI
NRP : 2113100013
Major : Mechanical Engineering
Supervisor : Dr. Ir. Budi Utomo K.W., ME

Abstract

Central Processing Plant (CPP) Gundih is one of the natural gas production plant produce natural gas which ready to use with 45 MMSCFD of capacity. To produce natural gas that ready to use, it needs some processes such as gas separation, dehydration, etc. Dehydration unit is the one of the process that reduce the number of water which contain in the gas stripping with tryethylene glycol (TEG) as the media. dehydration unit has some component that support the work, such as glycol reboiler. Stripping gas from caustic treater unit contact with TEG at the coloumn contactor. TEG absorb water from the stripping gas, so after this process TEG should be contain much water and next, TEG will regenerated by glycol reboiler so it can be use again. Efficiency of glycol reboiler show how good it work to reduce water from glycol. So many factor that influence the work of this reboiler. Combustion is the most important, because it can influence temperature of the reboiler.

To get the value of the efficiency, we can count by direct and indirect method. Direct method is the method that calculate the efficiency by the steam that produced by glycol reboiler. Then it divided by the input of the glycol reboiler. Thermal analysis for glycol reboiler as heat loss calculation and combustion calculation. It supposed can be found the efficiency of glycol reboiler, amount of teoritical air for combustion process and excess air. First step of this research is field observation, problem identification, and study literature. Second step is collect data.

Data that used for combustion analysis glycol reboiler are flow rate, temperature, and pressure of fuel gas. While data that used to calculate heat loss are fuel gas analysis, flue gas analysis, and another support data like flow fuel gas. Next step are thermal analysis, processing data and the last is arrange the report.

The analysis result is the value of efficiency glycol reboiler at commissioning and at the another certain time operation. Efficiency of glycol reboiler when commissioning operation is 77,33 %. Flue gas analysis and fuel gas analysis are very affected in glycol reboiler efficiency. From the analysis, we can conclude that flow of natural gas for combustion is not only the one that affected the efficiency. Temperature of flue gas, temperature of ambient air, and temperature of reboiler surface are affected on the reboiler efficiency. With heat loss methode, we can know that the most high losses are caused by dry flue gas heat loss and also moisture at fuel heat loss. The amount of air actual supply and the relative humidity also affected on this calculation. Excess air is need to be added in combustion to make a good combustion so that the efficiency is higher.

Key Words : Dehydration unit, Combustion, Excess air, Glycol Reboiler

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum wr.wb.

Alhamdulillahirabbil'alamin dan puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, Tuhan semesta alam yang selalu memberikan rahmad dan hidayah kepada penulis hingga mampu menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul:

“ANALISIS TERMAL GLYCOL REBOILER (5 PSIG, 550°F) PADA DEHYDRATION UNIT CPP-PPGJ GUNDIH”

Penulis menyadari bahwa dalam penyelesaian tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan berbagai pihak. Untuk itu, pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua penulis, Bapak Masrukan dan Ibu Ninik Harjanti yang selalu memberikan kasih sayang, motivasi, dorongan serta doa bagi penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas akhir ini.
2. Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME, selaku dosen pembimbing yang selalu memberi bimbingan, arahan serta motivasi bagi penulis dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
3. Ary Bachtiar K.P, ST, MT, PhD; Dr. Bambang Sudarmanta ST, MT; serta Dr. Bambang Arip D, ST., M.Eng.; selaku dosen penguji yang memberi banyak arahan, bantuan, masukan serta kritikan yang sangat membangun.
4. Adik penulis Muhammad Fazel S. yang telah menjaga semangat penulis supaya tetap fokus dalam penyelesaian tugas akhir ini.
5. Para pegawai CPP-PPGJ Gundih, pak Cahyo dan mas Tigor terima kasih atas bantuan selama studi lapangan dan pencarian literatur data di CPP-PPGJ Gundih.
6. Dr. Ir. Agus Sigit P. DEA., dosen wali penulis yang telah memberikan kebijaksanaannya dalam mengarahkan

penulis untuk pemilihan mata kuliah di jurusan Teknik Mesin ini.

7. Seluruh dosen yang tidak dapat disebutkan namanya satu per satu yang pernah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Segenap keluarga besar Lab Perancangan dan Pengembangan Produk yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, tetap semangat dan sukses selalu. Semoga kita semua dapat mewujudkan mimpi bersama.
9. Semua pihak yang telah membantu dalam proses penyelesaian Tugas Akhir ini yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini masih terdapat kelemahan dan membutuhkan penyempurnaan. Oleh sebab itu masukan dari semua pihak sangat penulis harapkan demi sempurnanya tugas akhir ini. Akhirnya penulis menaruh sedikit harapan, semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi siapa saja yang membacanya.

Wassalamu'alaikum wr. wb.

Surabaya, 20 January 2017

Nimas Alfiana Raras Saputri

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	iii
ABSTRAK.....	v
KATA PENGANTAR	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR SIMBOL	xxi

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	5
1.3 Batasan Masalah	5
1.4 Tujuan Penelitian	6
1.5 Manfaat Penelitian	6

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Proses Pengolahan Gas	
CPP-PPGJ Area Gundih	7
2.2 Prinsip <i>Dehydration Unit</i> Secara Umum	8
2.3 <i>Dehydration Unit</i> PPGJ Gundih	17
2.4 Glycol Reboiler pada	
<i>Dehydration Unit</i> PPGJ-CPP Gundih.....	21
2.5 Analisis Termodinamika pada Glycol Reboiler	23

2.6 Sistem Bahan bakar Glycol Reboiler.....	28
2.7 Evaluasi Untuk Kerja Reboiler.....	29
2.8 Kerugian – Kerugian Panas pada Reboiler.....	33
2.9 Kebutuhan Udara Proses Pembakaran.....	39
2.10 Penelitian Terdahulu.....	43

BAB III METODOLOGI

3.1 Persiapan	48
3.2 Pengumpulan Data	49
3.3 Flowchart Perhitungan Heat Loss dan Efisiensi.....	54

BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisis Kondisi Komisioning Reboiler dan Stoikiometri Pembakaran dengan Menggunakan Natural Gas.....	58
4.2 Perhitungan Presentase Kehilangan Panas Glycol Reboiler dan Analisa Efisiensi dengan Metode Tidak Langsung	63
4.3 Perhitungan Potensi Panas Bahan Bakar yang Terbuang untuk Kehilangan Panas pada Glycol Reboiler Kondisi Komisioning.....	68
4.4 Perhitungan Efisiensi Glycol Reboiler dengan Metode Langsung	71
4.5 Pembahasan Unjuk Kerja Glycol Reboiler.....	73
4.6 Analisa Air Fuel Ratio.....	78
4.7 Analisa Flue Gas yang Dihasilkan dari Pembakaran	80
4.8 Analisa Pengaruh Temperatur Gas Buang Terhadap Unjuk Kerja Glycol Reboiler	81

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan.....85

5.2 Saran.....86

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

[Halaman ini sengaja dikosongkan]

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Bagan alir dalam proses dehidrasi TEG	2
Gambar 1.2 <i>Glycol Reboiler</i> pada <i>Dehydration Unit</i>	3
Gambar 2.1 Diagram alir proses di CPP Gundih	9
Gambar 2.3 Proses perpindahan temperature antara gas dan <i>glycol</i>	16
Gambar 2.4 Flow diagram proses pada <i>Dehydration unit</i>	17
Gambar 2.5 <i>Dehydration</i> unit yang ada di PPGJ-CPP Gundih	18
Gambar 2.6 <i>Glycol flash separator</i>	19
Gambar 2.7 <i>Glycol reboiler / surge tank</i>	20
Gambar 2.8 <i>Glycol reflux condenser</i>	20
Gambar 2.9 Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan prinsip kekaln massa pada volume atur	23
Gambar 2.10 Ilustrasi volume atur	25
Gambar 2.11 Kesetimbangan energy sistem <i>Glycol Reboiler</i>	27
Gambar 2.12 Skema metode langsung	31

Gambar 2.13 Skema metode tidak langsung	13
Gambar 2.14 Letak titik pengukuran temperature permukaan glycol reboiler	37
Gambar 2.15 Letak titik pengukuran temperature gas buang.....	37
Gambar 2.16 Letak kehilangan panas pada <i>Glycol Reboiler</i>	38
Gambar 2.17 Hubungan Antara Oksigen Sisan dan Udara Lebih	44
Gambar 2.18 Hubungan Antara Temperatur Stack dan Udara Berlebihan	45
Gambar 2.19 Grafik Excess Air Terhadap Temperature Gas Buang Dan Efisiensi Combustion	46
Gambar 3.1 Flowchart Tahap Penelitian.....	47
Gambar 3.2 Glycol Reboiler E-0502.....	48
Gambar 3.3 Letak <i>Fire Tube</i> di dalam <i>Reboiler</i>	48
Gambar 4.3 Skema Kehilangan Panas <i>Glycol Reboiler</i> (Gas Firing).....	64
Gambar 4.4 Diagram TS untuk Perhitungan Langsung	74
Gambar 4.5 Grafik Perbandingan Efisiensi <i>Reboiler</i> Kondisi Komisioning Dan Kondisi Operasi	75

Gambar 4.6 Grafik Efisiensi Terhadap

Flow Bahan Bakar 75

Gambar 4.7 Grafik persentase kehilangan panas pada *glycol reboiler*..... 77

Gambar 4.8 Grafik Perbandingan Efisiensi Metode Langsung Dan Metode Tidak Langsung..... 78

Gambar 4.9 Grafik Konsumsi Bahan Bakar Terhadap Beban Output..... 80

Gambar 4.10 Grafik *Fuel* Consumption dengan Actual Air of Supplied..... 81

Gambar 4.8 Grafik Temperatur

Terhadap Efisiensi Reboiler 83

[Halaman ini sengaja dikosongkan]

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Properties Fisik dari Triethylene Glycol	12
Tabel 2.2 Chemical Factory Boiler : Measure Values And Calculated Combustion Efficiency	46
Tabel 3.1 Spesifikasi desain Glycol Reboiler E-0502.....	50
Tabel 3.2 Spesifikasi desain surge tank dan striping column	50
Tabel 3.3 Kondisi Lokal dan Utilitas Glycol Reboiler.....	51
Tabel 3.4 Fuel Analisis Data pada Komisioning.....	51
Tabel 3.5 Fuel Analisis Data pada Beberapa Periode	52
Tabel 3.6 Flue Gas Analisis Komisioning.....	52
Tabel 3.7 Flue Gas Analisis pada Periode Operasi	53
Tabel 3.8 Datasheet Operasi pada Kondisi Tertentu	53
Tabel 4.1 Data <i>Fuel</i> dan Flue Analisis	57
Tabel 4.2 Tabel Data Penunjang Perhitungan Efisiensi Boiler.....	58
Tabel 4.3 Berat Atom Dan Molekul	58
Tabel 4.4 Analisis Gas Buang	62
Tabel 4.5 <i>Normally Accepted Figures</i>	

for Unaccounted Loss.....68

Tabel 4.6 Perhitungan Mass Of Flue Gas.....81

DAFTAR SIMBOL

\dot{m}	:	laju aliran massa (kg/s)
C_p	:	<i>specific heat transfer</i> (kJ/kg °C)
T	:	temperatur (°C)
T_f	:	temperature <i>flue gas</i> (°C)
T_a	:	temperature <i>ambient</i> (°C)
HHV	:	High Heating value of the fuel (kCal/kg)
L1	:	Heat loss in dry flue gas (%)
L2	:	Heat loss due to H_2 in fuel (%)
L3	:	Heat loss due to moisture in fuel (%)
L4	:	Heat loss due to moisture in air (%)
L5	:	Heat loss due to CO (%)
L6	:	Heat loss Radiation (%)
C	:	Carbon
H_2	:	Gas Hidrogen
S	:	Sulphur
O_2	:	Oksigen
N_2	:	Nitrogen
CO_2	:	Carbon dioksida
CO	:	Carbon monooksida
η	:	Effisiensi Boiler (%)
ρ	:	density (kg/m ³)
λ	:	kalor laten (W)

SG : *Spesific Gravity*
Q : Kapasitas Fluida (m^3/jam)

BAB I

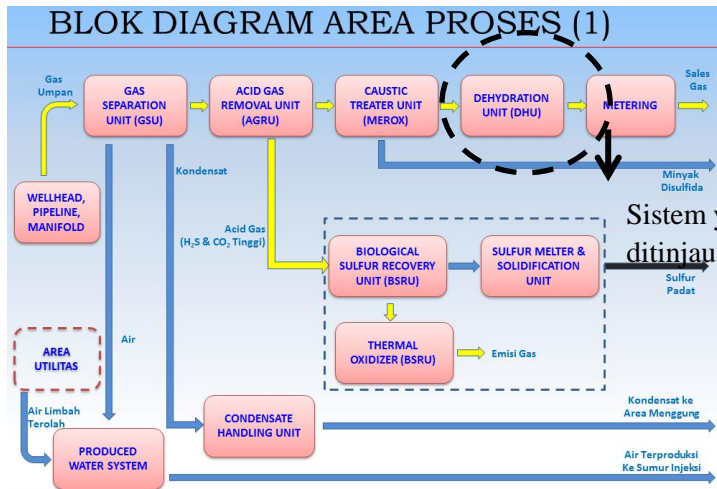
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

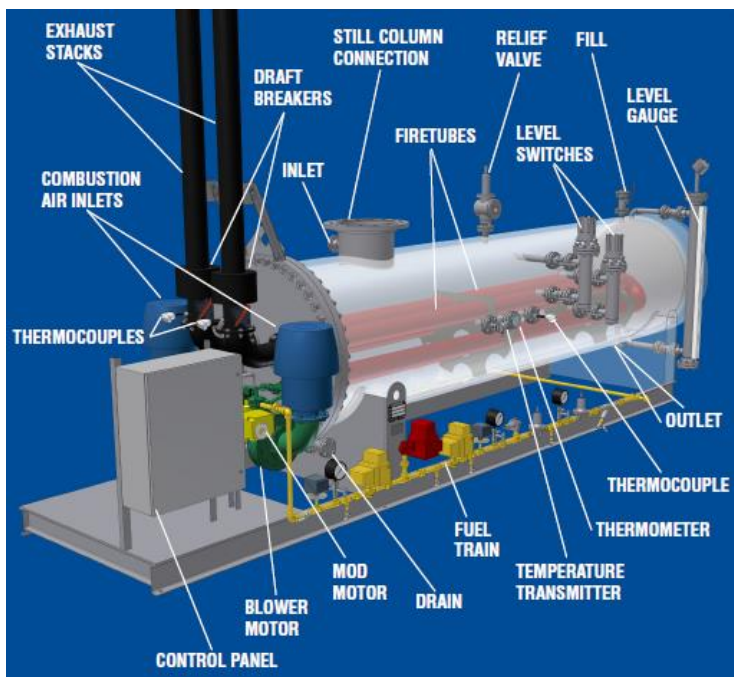
Proyek Pembangunan Gas Jawa-Bali (PPGJ) *Central Production Plant* (CPP) Gundih adalah salah satu upaya pemerintah untuk meningkatkan produksi gas dalam negeri. PPGJ-CPP Gundih merupakan pembangkit gas dengan produk akhir *striping gas* dengan karakteristik tertentu sesuai standar pemerintah RI dan sesuai permintaan *customer*. Diawali kegiatan penemuan gas di wilayah Kabupaten Blora Jawa Tengah, PT Pertamina EP menargetkan untuk mengalirkan gas dari Blok Gundih Proyek Pengembangan Gas Jawa (PPGJ) pada 2013. Untuk mewujudkan komitmen pasokan gas tersebut, CPP mulai dibangun tanggal 1 Juli 2011 di lokasi Kedungtuban, Randublatung dan Kedunglusi di Blora Jawa Tengah. Terdapat 8 sumur produksi di CPP dengan total kapasitas 75 MMSCFD (*Million Standard Cubic Feet per Day*). Setelah melalui beberapa proses, CPP Gundih menghasilkan gas alam siap pakai sebesar 45-50 MMSCFD.

Proses yang ada di CPP Gundih diawali dengan gas yang berasal dari sumur produksi mengalir menuju *inlet manifold*. Selanjutnya proses *gas separation* yaitu memisahkan gas dari sumur menjadi 3 fasa (kondensat, air, dan gas) dan juga menghilangkan kandungan *chlorin*. Proses ini berlangsung di *Gas Separation Unit* (GSU). Proses kedua adalah proses pemisahan CO₂ dan H₂S dari gas. Senyawa CO₂ dan H₂S sering disebut juga sebagai *Acid Gas*. Hal ini karena kedua gas tersebut akan menimbulkan suasana asam (pH rendah) bila kontak dengan air. Proses ini berlangsung di *Acid Gas Removal Unit* (AGRU). Proses ketiga adalah proses reduksi kadar H₂S dalam *Acid Gas* keluaran AGRU sebelum dibakar. Hal ini dilakukan karena 2 alasan. Alasan pertama adalah H₂S bila dibakar akan menjadi SO₂. Emisi SO₂ harus dikurangi karena emisi SO₂ dalam jangka

panjang akan menyebabkan masalah lingkungan, misalnya hujan asam. Alasan kedua yaitu Peraturan Pemerintah membatasi Emisi SO_2 (Kep/MenLH/129/2003, SO_2 Max 2600 mg/Nm³). Proses ini berlangsung di *Biological Sulfur Recovery Unit* (BSRU). Proses ke-empat adalah proses reduksi merkaptan dari *gas stripping*. Proses ini berlangsung di *Caustic Treater Unit* (CTU). Proses terakhir adalah pengurangan kadar air didalam gas (*dehydration*). Unit pelaksana fungsi ini disebut *dehydration unit* (DHU). Proses ini diperlukan untuk memastikan kadar air dalam *gas stripping* tidak berlebihan.



Gambar 1.1 Bagan alir dalam proses pengolahan natural gas



Gambar 1.2 *Glycol Reboiler* yang ada pada *Dehydration Unit*

Proses regenerasi merupakan proses dimana uap air dilepaskan dari *glycol*. Proses ini terjadi pada *glycol reboiler*. *Rich glycol* (*glycol* yang banyak mengikat uap air) yang berasal dari *contactor* memasuki *glycol reboiler*, kemudian dipanaskan hingga suhu tertentu agar air yang terikat didalam TEG menguap. Ketika uap air yang terikat dalam TEG telah menguap, maka *rich glycol* sudah menjadi *lean glycol* yang kemudian dialirkan kembali ke kolom *contactor* dan siap digunakan kembali untuk mengikat uap air didalam *gas stripping*. Proses tersebut terus menerus berlangsung secara bersamaan. Temperatur pada proses ini perlu dijaga agar tidak terjadi *glycol carry-over*.

Temperatur merupakan parameter yang perlu diperhatikan dalam proses *dehydration* dan berkaitan dengan pembakaran yang terjadi pada ruang bakar *reboiler*. Temperatur pada kolom *reboiler* dan ruang pengapian *reboiler* harus dijaga tetap agar proses dehidrasi terjadi secara optimal. *Reboiler* yang digunakan pada DHU di CPP Gundih adalah tipe *fire tube reboiler*. Untuk menghasilkan api didalam tube tersebut, dilakukan pembakaran dari campuran *fuel gas* dengan udara. Diperlukan komposisi tepat dari *fuel gas* dan udara agar pembakaran terjadi secara sempurna. Sejak terjadi *shutdown* sementara pada bulan Agustus 2016, laju alir udara pada ruang bakar *reboiler* menjadi tidak stabil dan harus sering di atur agar pembakaran tetap terjadi secara sempurna. Selain itu juga perlu adanya perhitungan terhadap *heat loss* dan efisiensi agar dapat diketahui secara pasti kinerja dari sistem DHU tersebut.

Bahadori dan Vuthaluru (2009) menyatakan bahwa perhitungan terhadap jumlah TEG yang mengalir dalam unit DHU dapat dijadikan indikasi kinerja dari sistem tersebut. Selain itu besar *glycol take over* dari DHU juga harus diperhatikan agar tidak banyak *losses* terjadi sehingga diharapkan kinerja *reboiler* menjadi optimal. Beberapa metode dilakukan agar perhitungan TEG *circulation rate* jadi lebih mudah dan cepat. Koefisien pada stage tertentu diperlukan untuk perhitungan aljabar. Rahimpour dkk (2013) menjelaskan bahwa untuk meningkatkan efisiensi dan

efektivitas perlu dilakukan penambahan alat yang disebut *Coldfinger* pada keluaran *lean glycol*. Alat ini memiliki fungsi yang serupa dengan *cooler* yaitu menurunkan temperatur *glycol* yang keluar dari *reboiler*. Selain itu, Rahimpour dkk juga menjelaskan korelasi antara *flowrate* dan temperatur gas terhadap konsentrasi *glycol*.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan data operasi yang menunjukkan adanya *heat loss* dan penurunan efisiensi dari *glycol reboiler*, maka diperlukan analisis mengenai hal tersebut. Selain itu, laju udara yang tepat diperlukan agar pembakaran pada *reboiler* terjadi secara optimal. Analisis yang akan dilakukan dalam tugas akhir ini adalah :

1. Bagaimana analisis pembakaran berdasarkan termodinamika yang terjadi dalam *glycol reboiler*
2. Bagaimana melakukan analisis *heat loss* yang terjadi pada *glycol reboiler* sistem regenerasi TEG *dehydration unit*
3. Bagaimana perbandingan efisiensi *reboiler* dengan variasi beban dan laju bahan bakar?

1.3 Batasan Masalah

Guna memperjelas lingkup analisis, maka batasan masalah pada tugas akhir ini adalah :

1. Fokus penelitian berada pada *glycol reboiler* sebagai optimalisasi kinerja DHU.
2. Perhitungan efisiensi kondisi operasi sekarang dan kondisi komisioning berdasarkan metode tidak langsung ASME PTC 4-1
3. Data untuk analisis diperoleh dari data desain awal dan data operasi harian DHU CPP Gundih.
4. Kondisi operasi *steady state*.
5. Analisis dilakukan ketika *reboiler* beroperasi *normal* menggunakan natural gas.

6. Properties pembakaran akan berpengaruh pada optimalisasi pembakaran pada *glycol reboiler*. Yang kemudian berpengaruh pada efisiensi *glycol reboiler* tersebut.

1.4 Tujuan Penelitian

Mengacu dari latar belakang dan rumusan masalah yang ada, maka penulisan tugas akhir ini bertujuan untuk :

1. Mengetahui analisis pembakaran yang terjadi dalam *glycol reboiler*.
2. Mengetahui analisis *heat loss* yang terjadi pada *glycol reboiler* system regenerasi TEG *dehydration unit*.
3. Mengetahui perbandingan efisiensi *reboiler* dengan variasi beban

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari analisis termal *reboiler dehydration unit* adalah :

1. Mengetahui aplikasi dari ilmu termodinamika khususnya pembakaran dan perpindahan panas untuk analisis termal *reboiler DHU*
2. Menambah kasanah analisis termal system *dehydration unit*.
3. Sebagai referensi dalam upaya optimasi kerja *dehydration unit*.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Proses Pengolahan Gas CPP-PPGJ Area Gundih

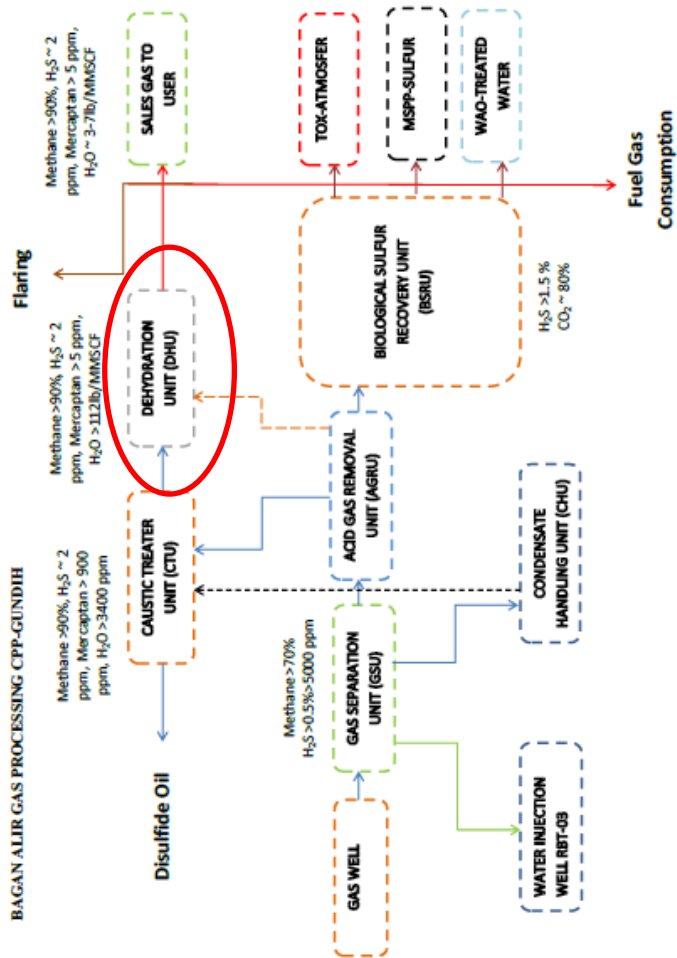
Gas yang diproduksi dari dalam bumi pada dasarnya sama dengan *crude oil* yaitu selalu mengandung air. Untuk menghasilkan *crude oil* yang bersih, dilakukan proses pemisahan air di *gathering station* (GS). Proses pemisahan gas dan uap air dilakukan di gas plant. *Gas plant* adalah tempat memproses gas sehingga dihasilkan gas yang bersih, kering, dan bertekanan tinggi agar dapat melawan hambatan dari pipa untuk dapat mencapai ke tujuan (*customer*). Produksi diawali dengan eksplorasi gas dari *wellhead*. Terdapat 8 sumur gas produksi di CPP-PPGJ Area Gundih. Selanjutnya, dari masing-masing sumur tersebut, gas dialirkan ke *production manifold* dan *test manifold*. Di dalam *production manifold* seluruh *production fluid* ditampung dan test terhadap *production fluid* dilakukan di *test manifold*. Gas dari *production manifold* dan *test manifold* kemudian dialirkan menuju *gas separation unit* (GSU). *Gas separation* ini berfungsi memisahkan fluida menjadi tiga macam, yaitu gas, kondensat, dan air. Hasil dari proses separasi ini adalah gas yang kemudian masuk *acid gas removal unit* (AGRU). Hasil dari proses *gas separation* yang berupa kondensat dialirkan ke *condensate handling unit* (CHU) dan hasil yang berupa air dialirkan ke tanki *produced water*.

Acid Gas Removal adalah proses kandungan *acid* pada gas diserap oleh senyawa yang dikenal dengan larutan *solvent* atau *amine*. Selain *acid*, *acid gas removal* juga mengikat karbon dan komponen lainnya yang tidak diperlukan pada *stripping gas*. Setelah melewati AGRU, kemudian gas dialirkan menuju *caustic treater unit* (CTU). Proses yang ada dalam CTU ini adalah menghilangkan merkaptan yang ada pada *stripping gas*. Gas yang keluar dari CTU adalah *wet gas* atau gas yang masing banyak mengandung air sehingga kemudian gas dialirkan menuju *dehydration unit* (DHU). *Stripping gas* diharapkan mengandung

sedikit air agar tidak menimbulkan korosi, hidrat, ataupun masalah lainnya. Untuk mengurangi kandungan air dalam stripping gas, diperlukan adanya proses dehidrasi gas dengan prinsip absorpsi dengan menggunakan larutan *glycol*. Gas kering yang keluar dari DHU merupakan *output* terakhir gas sebelum masuk *metering* dan akhirnya disalurkan ke *customer*. Diagram alir keseluruhan proses gas ini dapat dilihat pada gambar 2.1.

2.2 Prinsip Dehydration Unit Secara Umum

Pada dasarnya, gas yang diproduksi dari *gas well* memiliki tekanan yang cukup tinggi dengan kandungan uap air yang sedikit. Pada hakekatnya gas itu jenuh kandungan uap air dengan jumlah yang bergantung pada tekanan dan temperatur dari gas tersebut. Jika dimampatkan ataupun didinginkan, kandungan uap air dalam gas dapat berubah fasa cair. Bahkan, proses pendinginan atau pemampatan diatas juga dapat menghasilkan kondensat. Standar pemakaian gas atau kandungan uap air maksimum dalam gas adalah 7 lbm/MMscf. Sedangkan uap air yang terkandung dalam gas ada pada rentang 400lb/MMscf – 500 lb/MMscf.



Gambar 2.1 Diagram alir proses di CPP Gundih

Dalam proses dehidrasi, istilah *dew point* dan *dew point depression* sering digunakan. *Dew point* secara tidak langsung mengindikasikan kandungan air di dalam gas. *Dew point* diartikan sebagai temperatur jenuh uap air pada tekanan tertentu. Perbedaan antara *dew point* dari suatu gas saat sebelum dan sesudah mengalami proses dehidrasi disebut dengan *dew point depression*. *Dew point depression* dapat diperoleh dengan mengurangi kadar air dalam gas.

Beberapa hal yang dapat terjadi jika gas *stripping* mengandung uap air adalah :

1. Mengurangi daya tampung atau volume pada pipa.
2. Air akan mempercepat terjadinya korosi dan dapat menurunkan efisiensi unit.
3. Jika temperatur gas cukup dingin, air dapat berubah menjadi es yang akan menyumbat pipa.

Larutan *desiccant* untuk menyerap air pada gas yang umum digunakan adalah dari golongan *glycol*. Golongan *glycol* dipilih sebagai larutan *desiccant* karena memiliki *dew point depression* yang bagus. Golongan *glycol* yang paling dapat digunakan sebagai *desiccant* untuk menyerap air di gas adalah : *Ethylene Glycol* (EG), *Diethylene Glycol* (DEG), *Triethylene Glycol* (TEG), *Tetraethylene Glycol* (T₄EG). CPP-PPGJ area Gundih menggunakan metode penyerapan yang menggunakan *glycol*, khususnya *Triethylen Glycol* (TEG). Berikut ini beberapa definisi yang ada pada proses *dehydration* yaitu :

1. *Wet gas*, gas yang banyak mengandung uap air yang masuk ke *contactor* sebelum kontak dengan *glycol*.
2. *Dry gas*, gas bersih dari kandungan uap air yang keluar dari *contactor*.
3. *Lean glycol*, *glycol* yang mengandung sedikit air, kondensat maupun padatan lainnya.
4. *Rich glycol*, *glycol* yang mengandung banyak air, kondensat, dan padatan yang lain.

5. *Dew point depression*, perbedaan *dew point* antara gas sebelum dan sesudah dilakukan *dehydration*.

Triethylene glycol adalah zat tak berwarna dan tak berbau yang berbentuk cairan kental dengan rumus kimia $H_{14}C_6O_4$. Tryethylene glycol ini biasanya digunakan untuk bahan pembuatan plastic vinil dan juga digunaka sebagai desinfektan. Selain itu tryethylene glycol lebih dikenal sebagai larutan desiccant atau penyerap air pada naturl gas dan pengkondisian udara. Selain itu juga sebagai adiktif dalam fluida hidrolis dan fluida untuk rem. Merupakan anggota dari dihidroxy alcohol. TEG ini memiliki temperatur didih yang cukup tinggi. TEG ini juga dikenal dengan hygroscopic karena kemampuannya dehumidity fluida. TEG ini juga dapat terlarut pada ethanol, acetone, glycerine, dan beberapa anggota alcohol lainnya. TEG banyak diaplikasikan pada proses pengeringan/pengurangan air natural gas. Selain itu TEG juga dapat menyerap beberapa gas seperti karbondioksida, asam sulfide, dan gas oksidasi lainnya. Dapat mendidih pada $286,5^{\circ}C$ pada 1 bar dan titik bekunya adalah pada -7 derajat celcius.

Ada beberapa syarat yang harus dipenuhi oleh suatu larutan yang akan digunakan sebagai *liquid desiccant* untuk menyerap air dalam gas adalah :

1. Memiliki efisiensi absorpsi yang tinggi
2. Mudah dan ekonomis untuk diregenerasi
3. Tidak bersifat korosif dan racun
4. Tidak menimbulkan gangguan operasional jika digunakan dalam konsentrasi tinggi
5. Tidak bereaksi dengan hidrokarbon dan tidak mudah dikontaminasi oleh gas asam

Tabel 2.1 Propertis fisik dari *Triethylene Glycol*

Physical Properties of Triethylene Glycol
Determined on purified samples of Triethylene Glycol

Property	Scientific Units	Common Units
Autoignition Temperature	349°C	660°F
Boiling Point at 760 mm Hg	288.0°C	550.4°F
Δ Boiling Point/Δ Pressure (750–770 mm Hg)	0.0073°C/kPa	0.055°C/mm Hg
Critical Pressure	3,313.3 kPa	24,852 mm Hg
Critical Specific Volume	0.443 L/gmol	7.10 ft ³ /lbmol
Critical Temperature	440°C	824°F
Dielectric Constant	23.69	23.69
Electrical Conductivity	0.20 x 10 ⁻⁶ mhos/cm	0.002 micromhos/cm
Evaporation Rate (Butyl Acetate = 1)	<0.001	<0.001
Flammable Limits in Air, Lower	0.9%(V)	0.9%(V)
Flammable Limits in Air, Upper	9.2%(V)	9.2%(V)
Flash Point, Cleveland Open Cup ASTM D 92	191°C	375°F
Flash Point, Pensky-Martens Closed Cup ASTM D 93	177°C	350°F
Freezing Point	-4.3°C	24.3°F
Heat of Combustion at 25°C	-3,500 kJ/gmol	-10,020 Btu/lb
Heat of Vaporization	62.5 kJ/gmol	179 Btu/lb
Molecular Weight	150.17 g/mol	150.17 g/mol
Onset of Initial Decomposition	240°C	464°F
Refractive Index, n _D , 20°C	1.4559	1.4559
Solubility in Water at 20°C, wt%	100%	100%
Solubility of Water in Triethylene Glycol at 20°C, wt%	100%	100%
Specific Gravity, 20/20°C	1.1255	1.1255
Δ Specific Gravity vs. Δ Temperature (10–40°C)	0.00078/°C	0.00078/°C
Surface Tension	45.5 mN/m	45.5 dynes/cm
Vapor Density (Air = 1)	5.2	5.2
Vapor Pressure at 20°C	<0.001 kPa	<0.01 mm Hg
Viscosity at 20°C	49.0 mPs	49.0 cP

The data provided for these properties are typical values, intended only as guides, and should not be construed as sales specifications.

Dari semua gas plant yang menggunakan larutan *glycol*, hampir semua *plant* menggunakan larutan TEG karena memiliki *losses* yang sangat rendah bila dibandingkan dengan larutan *glycol* lain. Proses yang ada pada *dehydration unit* ada dua, yaitu :

1. Fase 1, *gas dehydration* adalah proses penyerapan (*absorbition*) uap air yang larut dalam aliran gas didalam kolom *contactor*.
2. Fase 2, *glycol dehydration* merupakan proses regenerasi untuk mengembalikan konsentrasi *glycol* yang telah digunakan pada fase 1 agar dapat dipergunakan kembali.

Gas dan *glycol* bertemu didalam bejana yang disebut kolom *contactor*, kemudian berpisah berdasarkan *specific gravity*. Uap air dan kondensat akan terbawa oleh *rich glycol* menuju bagian bawah *contactor*. Selanjutnya *rich glycol* didaur ulang pada proses regenerasi (*glycol dehydration*).

Berikut ini merupakan uraian dari masing masing fase yang ada pada proses dehidrasi.

Fase 1 – proses gas *dehydration*

Lean glycol yang memiliki *specific gravity* lebih besar daripada wet gas masuk dari bagian atas *contactor* dan mengalir mengenai *tray* paling atas.

1. Saat *tray* telah penuh hingga batas yang telah ditentukan, maka *glycol* akan melimpah ke *downcomer* menuju *tray* yang ada di bawahnya dan seterusnya sampai pada *tray* yang paling bawah.
2. *Wet gas* masuk dari bagian bawah, kemudia menuju keatas dan menabrak *tray* yang sudah digenangi oleh *glycol*. Ketika terjadi pertemuan antara gas dan *glycol*, uap air yang larut dalam *gas stripping* diserap oleh *glycol*.
3. Gas yang sebagian uap airnya sudah diserap, kemudian keluar dari *tray* melalui celah – celah di *bubble cap* dan menabrak *tray* yang ada diatasnya terus menerus hingga *tray* paling atas. Sehingga menembus *mist extractor* dan keluar pada bagian puncak *contactor*. Gas yang keluar ini dapat disebut *dry gas*.
4. *Dry gas* menuju ke *glycol to gas heat exchanger*. Pada *heat exchanger* ini terjadi perpindahan temperatur antara *dry gas* dan *lean glycol* yang masuk ke *contactor*.
5. *Glycol* pada *tray* paling bawah telah banyak bercampur dengan air dan partikel lainnya yang terbawa oleh aliran gas. Kemudian *rich glycol* mengalir dan terkumpul pada *weir box*. Jika ketinggian level *rich glycol* sudah mencapai *setting*, maka *level control* akan memberi sinyal ke *control valve* untuk membuka dan *rich glycol* mengalir ke proses *glycol dehydration* (fase 2).

Beberapa parameter yang sangat mempengaruhi proses pada fase 1 adalah sebagai berikut :

1. *Temperatur*

Temperatur *dry gas* yang keluar dari *contactor* pada umumnya sedikit di atas temperatur *wet gas* yang masuk ke *contactor* hal ini disebabkan temperatur *lean glycol* yang masuk lebih tinggi daripada *wet gas*. Meskipun sebenarnya temperatur operasi yang rendah semakin baik, akan tetapi temperatur minimal telah ditetapkan 70°F , karena pada temperatur dibawah 70°F viskositas TEG akan naik sehingga akan terbentuk *foam* . Buih ini akan naik ke puncak *contactor* dan menutupi *demister* atau *mix contactor*. Hal ini akan menyebabkan *glycol carry-over*, artinya butiran *glycol* cair terbawa dalam *dry gas* dan menyebabkan *dew point* dari *dry gas* akan naik. Oleh karena itu, temperatur *wet gas* yang masuk ke *contactor* harus lebih tinggi dari 70°F dan lebih rendah dari 130°F sebab pada temperatur 130°F gas sulit melepas uap ke *glycol*.

2. *Pressure*

Proses absorpsi uap air oleh *glycol* dalam *contactor* akan efektif apabila tekanan operasi relative tetap. Makin rendah tekanan gas, maka semakin tinggi kandungan airnya pada pada temperatur yang sama.

3. *Flow rate*

Ukuran *contactor* dibuat berdasarkan tekanan operasi maksimum. Volume gas maksimum dipengaruhi oleh kecepatan aliran gas yang terlalu besar, sehingga sebagian gas akan mengalir ke atas melewati *downcomer*, sebaliknya kecepatan aliran terlalu rendah juga akan menyebabkan tekanan operasi *contactor* turun. Sehingga proses penyerapan kurang efektif.

4. *Lean glycol concentration*

Didalam *glycol* akan terlarut air yang berasal dari gas. Makin banyak air yang terlarut didalamnya, maka makin rendah

konsentrasi *glycol*. Konsentrasi *glycol* dinyatakan dalam persen berat. Konsentrasi *glycol* 95%, artinya didalam 100 gram larutan *glycol* terdiri dari 95 gram *glycol* murni dan 5 gram air. Konsentrasi *lean glycol* yang digunakan tergantung dari temperatur *wet gas* yang masuk ke *contactor*.

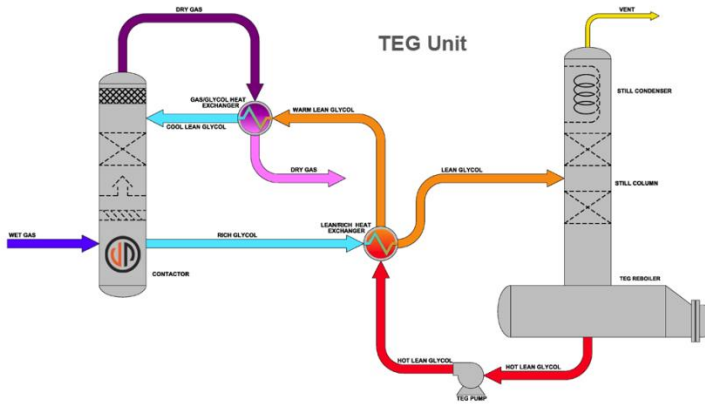
5. *Glycol circulation*

Sirkulasi dari *glycol* tentu akan mempengaruhi penurunan *dew point* dari *dry gas*. Sirkulasi dari *lean glycol* dipengaruhi oleh volume *wet gas*, *water content*, tekanan operasi *contactor*, jumlah tray dan konsentrasi dari *lean glycol*.

6. *Glycol-to-gas heat exchanger*

Temperatur *lean glycol* yang dipompakan dengan *glycol pump* sekitar 190° F, mengalir ke *glycol-to-gas exchanger*, begitu juga *dry gas* yang mengalir dari *contactor* dengan temperatur sekitar 100° F, di *heat exchanger* dalam ruang yang berbeda akan terjadi perpindahan panas. Temperatur *lean glycol* akan turun dan temperatur *dry gas* akan naik. Proses perpindahan temperatur antara gas dan *glycol* dapat dilihat pada gambar 2.3 Keuntungan yang dapat didapat dengan menggunakan *heat exchanger* ini adalah :

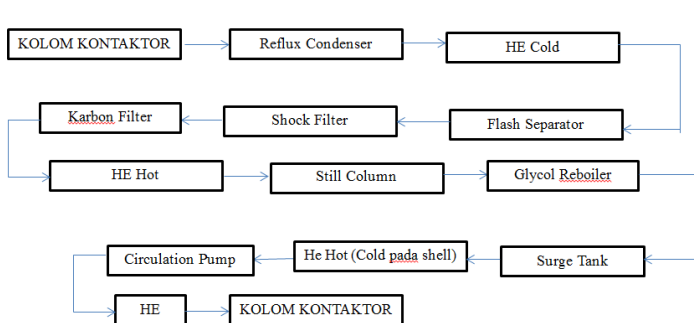
- a. Dapat menyeimbangkan temperatur antara gas dan *glycol* sebelum masuk ke *contactor*.
- b. Untuk mencegah terjadinya foaming di *contactor*. Terjadinya foaming menyebabkan *carry-over glycol*.



Gambar 2.3 Proses perpindahan temperatur antara gas dan glycol

Fase 2 – Proses Glycol Dehydration

1. *Rich glycol* dialirkan ke *flash tank*. Di dalam *flash tank* terjadi pemisahan antara gas, kondensat, dan glycol yang telah bercampur dengan air.
2. Glycol yang bercampur air masuk ke *glycol filter* yang digunakan untuk menyaring endapan endapan atau lumpur yang terbawa.
3. Setelah dari *glycol filters*, masuk ke *glycol-to-glycol exchanger* dan kemudian masuk ke *reboiler*. Di dalam *reboiler* ini dilakukan proses penguapan air dengan cara dipanaskan (*distillation*). Glycol yang telah bercampur dengan air dipanaskan pada temperatur diatas titik didih air dan dibawah titik didih glycol yaitu berkisar 350-390° F. dengan demikian air akan terpisah dari glycol karena sudah menjadi uap.
4. Glycol yang sudah bersih dari kandungan air (*lean glycol*) mengalir ke dalam *accumulator*. Di dalam alat penampung glycol bersih ini diharapkan temperatur glycol akan turun.
5. Kemudian dengan menggunakan *glycol pump*, maka glycol akan dipompakan kembali ke *contactor*.



Gambar 2.4 Proses pada *glycol reboiler*

2.3 Dehydration Unit PPGJ-CPP Gundih

Dehydration unit (PE-0501) adalah unit yang bertujuan untuk mengurangi kadar air dari campuran gas dengan menggunakan *absorber* (gas pengikat) *Tri-Ethylene Glycol*. Proses ini diperlukan untuk memastikan agar tidak terjadi kondensasi air berlebih selama sistem produksi, transmisi atau distribusi gas berlangsung. TEG diumpankan dari bagian atas *contactor* mengalir kebawah dan menyerap air dari *treated gas*. Gas yang telah kering meninggalkan bagian atas *contactor* dan digunakan sebagai pendingin umpan *glycol* pada gas / *glycol exchanger*.

Gas umpan mengandung BTX (*Benzene Toluene Xylene*) dan BTX ini sebagian terserap ke dalam TEG. Selain air dan BTX, TEG juga menyerap Hidrokarbon, khususnya Hidrokarbon berat. Alat utama pemisah air (H_2O) adalah kolom absorpsi. Larutan TEG yang kotor (karena mengandung banyak air) dari kolom absorpsi kemudian didaur ulang sehingga dapat digunakan kembali. Karena alasan lingkungan dan kesehatan (BTX bersifat karsinogenik). Dibawah ini adalah gambar DHU yang ada pada CPP-PPGJ Gundih.



Gambar 2.5 *Dehydration* unit yang ada di PPGJ-CPP Gundih

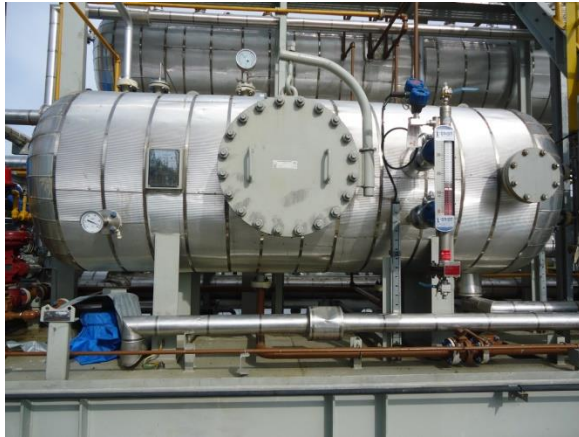
Dehydration unit tersusun dari beberapa komponen, sebagai berikut :

1. Pompa

- a. P-0501 A/B *Glycol Solution Pumps*
- b. P-0502 *Glycol Sump Pump*
- c. P-0503 *TEG Antifoam Injection Pump*
- d. P-0504 *TEG PH Controller Injection Pump*
- e. P-0505 *Still Overhead Condenser Pump*

2. Bejana

- a. D-0501 *Glycol Surge Tank*
- b. D-0502 *Fuel Gas Pot*
- c. D-0503 *Glycol Flash Separator*
- d. D-0504 *Still Condenser Separator*



Gambar 2.6 *Glycol flash separator*

3. Kolom

- a. *V-0501 Gas/Glycol Contactor*
- b. *V-0502 Glycol Still Column*

4. Penukar Panas

- a. *E-0501 Gas/Glycol Heat exchanger*
- b. *E-0502 Glycol reboiler*
- c. *E-0503 Glycol Reflux Condenser*
- d. *E-0504 A Hot Glycol Heat exchanger*
- e. *E-0504 B Cold Glycol Heat exchanger*
- f. *E-0505 A/B Still Overhead Condenser*



Gambar 2.7 *Glycol reboiler / surge tank*



Gambar 2.8 *Glycol reflux condenser*

5. Paket
 - a. PE-0501 *Dehydration Package Unit*

6. Tangki

- a. T-0501 *Glycol Sump Tank*
- b. T-0502 *TEG Antifoam*
- c. T-0503 *TEG PH Controller*

7. Filter

- a. F-0501 *Glycol Sump Filter*
- b. F-0502 *A/B Fuel Gas Filter For TEG Package*
- c. F-0503 *A/B Glycol Sock Filters*
- d. F-0504 *Glycol Carbon Fiter*

8. Lain-Lain

- a. H-0501 *Burner Assembly*

Paket dehidrasi termasuk peralatan, pipa, katup, instrumentasi, peralatan kelistrikan dan system control yang dibutuhkan untuk system pengoperasian. Desain paket dehidrasi harus baik dan memiliki kemampuan selama 20 tahun pengoperasian. *Glycol*/gas kontaktor harus memiliki kemampuan mencapai persyaratan spesifikasi gas kering dan jumlah maksimal *glycol* yang hilang tidak melebihi 0.1 US gal/MMSCF. Desain minimum sirkulasi *glycol* rata-rata 2-3 gallons per pound air yang di pindahkan.

2.4 Glycol Reboiler pada Dehydration Unit PPGJ-CPP Gundih

Berikut ini merupakan komponen Utama *Glycol reboiler* PPGJ-CPP Gundih :

1. Surge tank

Glycol surge tank mengikuti ASME Section VIII Div. 1, dan PPGJ-MES-SPC-50.003 *Specification for Pressure Vessel*. *Surge tank* harus memiliki *manhole* dengan diameter minimal 24 inch, dan nosel keluar harus memiliki kapasitas tidak kurang dari

jumlah pengisian TEG original dari sistem secara komplit. *Surge tank* harus berada dibawah regenerasi *glycol* dan memungkinkan dilengkapi dengan *fuel gas preheating coil*. Pemasukan *glycol* ke *surge tank* harus diulur ke titik dibawah level operasi normal *glycol* didalam *surge tank*.

2. Glycol Reflux Condenser

Glycol reflux condenser berfungsi sebagai pemanas awal *rich glycol* dan *control* temperatur. Kemudian *glycol* dikembalikan ke bagian *packing glycol* sehingga proses fraksinasi (proses pemisahan senyawa berdasarkan molaritas) dapat berlangsung. Kolom *reflux* harus dipasang tepat diatas *glycol still column*. Setelah itu, *glycol* dialirkan menuju heat exchanger, kemudian flash separator, shock filter, carbon filter, dan kemudian still column.

3. Glycol Still Column

Glycol still column berfungsi untuk mengurangi *losses* TEG. Peralatan ini dilengkapi dengan 2 tray jenis bubble cap yang berfungsi meminimalisir *glycol carry over*. Selain itu, kolom ini juga membantu kinerja *reboiler*, karena pada *glycol still column* ini penguapan air sudah terjadi sebagian. *Glycol still column* dan perpipaannya harus diisolasi untuk menangani temperatur yang tinggi sesuai dengan PPGJ-MEC-SPC-50.021 *Specification For Insulation and Fire Proofing*.

4. Fuel Gas Filter For TEG Package

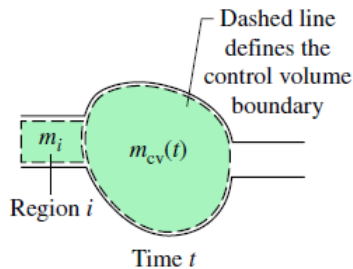
Filter yang dipakai adalah *sock* atau *cloth filter*. Filter dirancang untuk memisahkan partikel yang berukuran > 5 mikron. Filter diletakan setelah *glycol/glycol exchanger* dimana viskositas larutan *glycol* tidak terlalu besar. Selain itu, filter juga dipasang setelah *fuel gas pot* agar bahan bakar yang masuk ke *burner* lebih bersih dan pembakaran terjadi secara sempurna.

5. Fuel Gas Pot

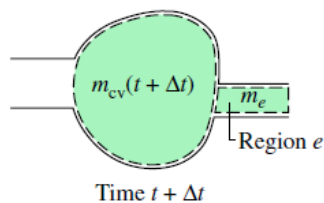
Merupakan suatu kolom yang berisi *fuel gas* yang digunakan untuk menyuplai bahan bakar. Bahan bakar ini kemudian dialirkan ke ruang bakar *glycol reboiler*. Sebelum menuju ruang bakar, *fuel gas* melewati filter terlebih dahulu agar *fuel gas* dari gas pot bersih dari partikel-partikel pengotor.

2.5 Analisis Termodinamika pada Glycol Reboiler

Perpindahan energi melalui volume atur dapat terjadi dalam bentuk kerja dan panas seperti halnya sistem tertutup. Selain itu, satu bentuk lain perpindahan energi, yaitu energi yang dibawa masuk atau keluar harus diperhitungkan.



a



b

Gambar 2.9 Ilustrasi yang digunakan untuk mengembangkan prinsip kekal massa pada volume atur; a. pada waktu t dan b. pada waktu $t + \Delta t$

Prinsip kekekalan massa volume atur diperkenalkan dengan menggunakan Gambar 2.9, dimana tampak sebuah sistem berupa jumlah massa tetap m yang menempati ruang yang berbeda pada satu waktu t dan beberapa saat kemudian $t+\Delta t$. Jumlah massa yang berada di dalam daerah berlabel i dan e tidak harus sama, dan jumlah massa yang terdapat di dalam volume atur mungkin sudah berubah. Walaupun sistem pada Gambar 2.9a dan 2.9b menempati daerah yang berbeda dalam ruang, pada waktu yang berbeda, sistem tersebut terdiri dari zat yang sama jumlahnya, sesuai persamaan :

$$m_{cv}(t) + m_i = m_{cv}(t + \Delta t) + m_e \leftrightarrow m_{cv}(t + \Delta t) - m_{cv}(t) = m_i - m_e \quad (2.1)$$

Dengan :

$m_{cv}(t)$: massa pada volume atur pada waktu t

$(t + \Delta t)$: massa pada volume atur pada waktu $t+\Delta t$

m_i : massa masuk volume atur pada daerah i

m_e : massa masuk volume atur pada daerah e

Persamaan (2.1) adalah satu neraca perhitungan massa yang menyatakan bahwa perubahan pada volume atur selama selang waktu Δt adalah sama dengan jumlah massa masuk dikurangi jumlah massa keluar. Secara umum, tempat untuk aliran massa masuk ataupun keluar pada batas volume atur dapat berada di beberapa lokasi. Hal ini dapat diperhitungkan dengan penjumlahan persamaan

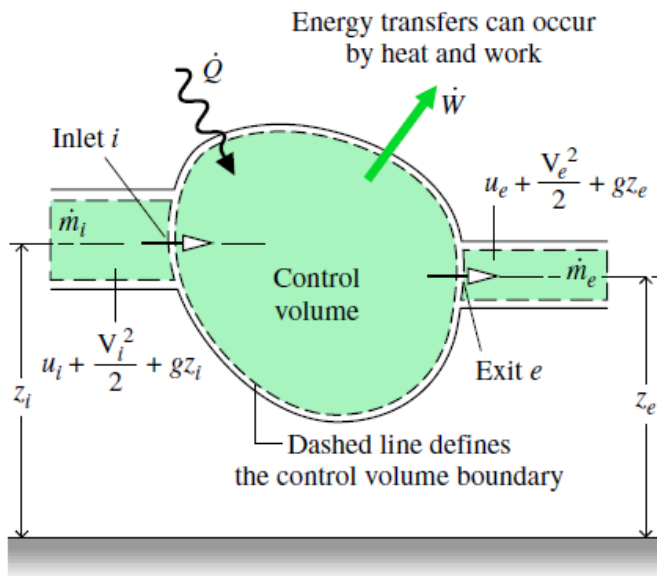
$$\frac{dm_{cv}}{dt} = \sum_i \dot{m}_i - \sum_e \dot{m}_e \quad (2.2)$$

dimana $\frac{dm_{cv}}{dt}$ adalah laju perubahan massa dalam volume atur, sedangkan \dot{m}_i dan \dot{m}_e adalah laju massa pada sisi masuk (*inlet*) dan sisi keluar (*outlet*). Persamaan (2.2) adalah neraca laju massa untuk volume atur.

Banyak sistem teknik dapat diidealisasikan sebagai dalam keadaan tunak, yang berarti bahwa semua sifatnya tidak berubah terhadap waktu. Untuk satu volume atur dalam keadaan tunak, identitas dari zat di dalam volume atur terus menerus berubah, tetapi jumlah total yang ada pada setiap saat konstan, dengan demikian $\frac{dm_{cv}}{dt} = 0$ dan persamaan (2.2) dapat disederhanakan menjadi

$$\sum_i \dot{m}_i = \sum_e \dot{m}_e \quad (2.3)$$

Dengan demikian, laju aliran massa total yang masuk dan keluar adalah sama.



Gambar 2.10 Ilustrasi volume atur

Prinsip kekekalan energi suatu volume atur dapat diperkenalkan dengan menggunakan Gambar 2.10, yang

menunjukkan suatu sistem terdiri dari zat dengan jumlah tetap m , yang mengisi daerah yang berbeda pada waktu t dan kemudian $t+\Delta t$.

$$E(t) = E_{cv}(t) + m_i \left(u_i + \frac{v_i^2}{2} + gz_i \right) \quad (2.4a)$$

$$E(t + \Delta t) = E_{cv}(t + \Delta t) + m_e \left(u_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.4b)$$

Dimana (t) adalah total energi pada waktu t hasil dari penjumlahan energi volume atur pada waktu t dengan energi dalam, energi kinetik, dan energi potensial dari massa i pada waktu t . Sedangkan $(t + \Delta t)$ adalah total energi pada waktu $t+\Delta t$ hasil dari penjumlahan energi volume atur pada waktu $t+\Delta t$ dengan energi dalam, energi kinetik, dan energi potensial dari massa e pada waktu $t+\Delta t$.

Walaupun massa total m dalam pembahasan volume atur mengisi ruang dari daerah berbeda pada waktu berbeda, tetapi jumlah zat yang ada adalah tetap. Dengan demikian, neraca energi sistem tertutup dapat diaplikasikan.

$$E(t + \Delta t) - E(t) = Q - W \quad (2.5)$$

Dengan memasukkan persamaan (2.4a) dan (2.4b) dan memisahkan energi pada volume atur pada sisi kiri, maka didapatkan persamaan

$$E_{cv}(t + \Delta t) - E_{cv}(t) = Q - W + m_i \left(u_i + \frac{v_i^2}{2} + gz_i \right) - m_e \left(u_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.6)$$

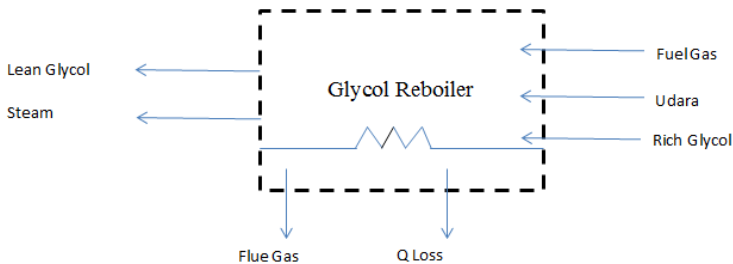
Dari persamaan (2.6) dengan mengubah dalam bentuk laju terhadap waktu, maka didapatkan persamaan laju energi untuk volume atur dalam Gambar 2.4 yaitu

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum \dot{m}_i \left(u_i + \frac{v_i^2}{2} + gz_i \right) - \sum \dot{m}_e \left(u_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) \quad (2.7)$$

Pada suatu volume atur dalam keadaan tunak, kondisi massa yang ada tidak akan berubah terhadap waktu. Pada keadaan tunak $dE_{cv}dt \neq 0$, $\dot{m}_i = \dot{m}_e = \dot{m}$, dengan mengelompokkan masing-masing energi, aliran pada sisi masuk adalah 1, dan pada sisi keluar adalah 2, kemudian $\dot{W} = \dot{W}_{cv} + \dot{m}_e (pe_{ve}) - \dot{m}_i (pi_{vi})$, dengan mengubah $u + pv = h$, maka persamaan dapat disederhanakan menjadi

$$0 = \frac{\dot{Q}_{cv}}{\dot{m}} - \frac{\dot{W}_{cv}}{\dot{m}} + (h_1 - h_2) + \left(\frac{v_1^2 - v_2^2}{2} \right) + g(z_1 - z_2) \quad (2.8)$$

Analisis Glycol Reboiler



Gambar 2.11 Keseimbangan energi sistem *Glycol Reboiler*

Jika ditinjau dari balans energi, maka :

$$Q_{in} = Q_{out} \quad (2.9)$$

$$\dot{m}_{fuel\ gas} \cdot HHV = \dot{m}_{rich\ glycol} \cdot Cp_{rich\ glycol} \cdot (T_{Lean\ glycol} - T_{Rich\ Glycol}) + \dot{m}_{steam} \cdot Cp_{steam} \cdot (T_{steam\ out} - T_{rich\ glycol}) + \dot{m}_{flue\ gas} \cdot Cp_{flue\ gas} \cdot T_{flue\ gas} + Q_{loss} \quad (2.10)$$

2.6 Sistem Bahan Bakar *Glycol reboiler*

Bahan bakar utama yang digunakan pada hampir seluruh proses di PPGJ-CPP Gundih adalah natural gas yang dipasok dari hasil pengolahan gas PPGJ-CPP Gundih itu sendiri. Jadi hasil pengolahan gas dari PPGJ-CPP Gundih ini selain dijual untuk *customer*, juga digunakan untuk memenuhi kebutuhan akan bahan bakar unit proses pengolahan gas. Bahan bakar tersebut kemudian langsung disalurkan ke *burner* yang ada pada *glycol reboiler* melalui *line gas*/ pipa khusus yang menyalurkan natural gas. Pengendalian tekanan gas yang akan masuk ke *burner* diatur oleh PCV (*Pressure Control Valve*) dan pengukuran flow bahan bakar digunakan *flowmeter* dengan sensor elektronik sehingga pembacaan flow bahan bakar dapat ditampilkan pada display yang ada di *Control Room* (DCS) PPGJ.

2.6.1 Komponen Utama Sistem Bahan Bakar *Glycol reboiler*

1. *Pressure Control Valve*

Pressure control valve (PCV) merupakan sebuah *valve* yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan bahan bakar yang akan masuk ke ruang bakar, sekaligus juga sebagai pengaman. Dalam mengendalikan tekanan bahan bakar, PCV bekerja berdasarkan indikator: beban yang dilayani oleh unit, temperatur *mainsteam*, nyata api burner dan tekanan pada ruang bakar.

1. *Flame Detector*

Merupakan sensor yang terletak di bawah *line pilot*. Dipasang parallel dengan *burner manager switch*. Sehingga kedua alat ini berfungsi untuk mendeteksi apakah api yang ada pada *line pilot* tetap menyala atau mati. Untuk mengetahui hal

tersebut, terdapat lampu indicator yang menyala apabila api pada pilot mati dan sebaliknya.

2. Ignitor

Ignitor berfungsi sebagai pemantik untuk menyalakan pilot. *Ignitor* ini hanya digunakan ketika start up atau ketika plant dalam kondisi pasca shutdown. Sehingga ketika lampu indicator pada *burner manager switch* menyala, maka saklar untuk *ignitor* harus diaktifkan agar api pada *line pilot* kembali menyala.

3. Burner

Burner merupakan alat pembakar bahan bakar dan udara pembakaran di dalam ruang bakar *reboiler* secara terus menerus dengan tekanan dan temperatur tertentu. Sistem pengapian *natural gas* harus *direct fired heater*. Sistem pengapian *natural gas* harus sesuai dengan persyaratan berikut :

- a. Sebuah katup pengatur *main fuel* harus memelihara temperatur konstan didalam *glycol reboiler*. Sistem harus didesain untuk memelihara temperatur *glycol* sesuai dengan desain.
- b. Katup *fuel shutoff* otomatis harus disediakan. Katup harus dioperasikan dari *panel control* unit. Katup penutup harus menutup pilot dan bahan bakar primer ke *reboiler* atau unit *shutdown* secara *emergency*.
- c. Panel kontrol unit harus disediakan *common alarm* untuk dikirim ke ruang control (DCS) dan juga menerima sinyal *shutdown* dari DCS.
- d. Katup penutup bahan bakar manual harus tersedia.
- e. *Flame arrestor* berada pada udara masuk. Alat ni juga berfungsi untuk mencegah percikan api dan terletak diatas strip burn.
- f. Minimal satu sensor api harus disediakan.
- g. Panel penyalaaan harus disediakan.

2.7 Evaluasi Unjuk Kerja Reboiler

2.7.1 Efisiensi Glycol reboiler

Untuk tingkat efisiensi pada *reboiler* berkisar antara 70% hingga 90%. Berdasarkan USA Standard ASME PTC 4-1 *Power Test Code for Steam Generating Units* terdapat dua metode dalam mengevaluasi efisiensi *reboiler*, yaitu dengan menggunakan metode langsung dimana energi yang dipindahkan ke fluida kerja TEG dibandingkan dengan energi panas bahan bakar *reboiler*. Kedua adalah dengan menggunakan metode tidak langsung dimana efisiensi merupakan perbedaan antara persentase panas yang masuk dan persentase kehilangan-kehilangan panas yang terjadi.

a. Metode Langsung (*Direct Methode*)

Metode ini dikenal juga sebagai metode *input-output* karena kenyataannya bahwa metode ini hanya memerlukan panas keluaran/*output* dan panas masuk/*input* untuk evaluasi efisiensi. *Output* merupakan energi panas yang dipindahkan ke fluida kerja untuk memproduksi uap pada kondisi keluaran *reboiler* dan panas masuk/*input* merupakan energi panas bahan bakar. Efisiensi ini dapat dievaluasi dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\text{Efisiensi Reboiler} = \frac{\text{manfaat}}{\text{masukan}} \times 100\% \quad (2.11)$$

$$\eta_{\text{boiler}} = \frac{\dot{m}_s(h_2 - h_1)}{\dot{m}_{bb} \times \text{HHV}} \times 100\% \quad (2.12)$$

dengan :

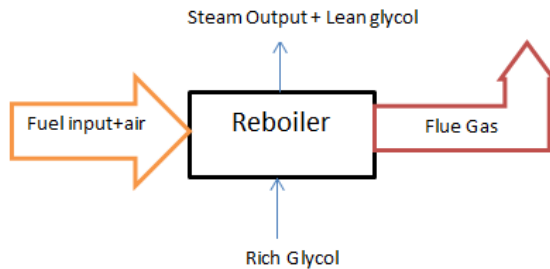
- \dot{m}_{bb} : Laju aliran masa bahan bakar, kg/h
- \dot{m}_s : Laju aliran massa BTX keluaran *reboiler*
- h_1 : Entalpi TEG memasuki *reboiler*
- h_2 : Entalpi BTX meninggalkan *reboiler*

Parameter yang dipantau untuk perhitungan efisiensi *reboiler* dengan menggunakan metode langsung adalah :

1. Laju aliran massa BTX yang dihasilkan per jam, kg/h
2. Laju aliran massa bahan bakar per jam, kg/h
3. Tekanan, kg/cm²

4. Temperatur glycol yang mengisi *reboiler* ($^{\circ}\text{C}$)
5. Jenis bahan bakar dan nilai kalor atas bahan bakar (HHV), Kcal/kg_{bb}

Keuntungan dari perhitungan efisiensi *reboiler* dengan metode langsung adalah operator dapat dengan cepat mengevaluasi efisiensi *reboiler*, memerlukan sedikit parameter untuk perhitungan dan memerlukan sedikit instrumen untuk pemantauan. Disamping itu terdapat kelemahan dari metode langsung ini yaitu tidak memberikan petunjuk kepada operator tentang penyebab adanya penurunan efisiensi dan penyimpangan yang lain, serta tidak menghitung berbagai kehilangan panas yang berpengaruh pada efisiensi *reboiler*.



Gambar 2.12 Skema metode langsung

b. Metode Tidak Langsung (*Indirect Methode*)

Dikenal juga sebagai metode kehilangan panas/*heat loss* karena metode ini menghitung besarnya persentase panas yang tidak bermanfaat. Metode ini sangat efektif digunakan dalam usaha menemukan potensi penghematan *reboiler* dengan neraca panas. Untuk menghitung efisiensi *reboiler* dengan metode ini, terlebih dahulu harus dicari *input* yang masuk ke *reboiler* serta kerugian (*losses*) yang terjadi didalam *reboiler*. Perhitungan efisiensi dilakukan dengan persamaan :

$$\text{Efisiensi Reboiler} = \frac{\text{Output } (\dot{Q}_{BTX})}{\text{Input } (\dot{Q}_{bb})} \times 100\% \quad (2.13)$$

$$\eta_{\text{boiler}} = \frac{\text{Input } (\dot{Q}_{bb}) - \text{Total Losses } (\dot{Q}_{\text{Loss total}})}{\text{Input } (\dot{Q}_{bb})} \times 100\% \quad (2.14)$$

$$\eta_{\text{boiler}} = 100 \% - (\text{Total Losses}) \% \quad (2.15)$$

Input ke *reboiler* berupa energi panas yang diperoleh dari transformasi energi kimia yang terkandung dalam bahan bakar. Persamaan untuk mencari energi panas dari bahan bakar adalah sebagai berikut :

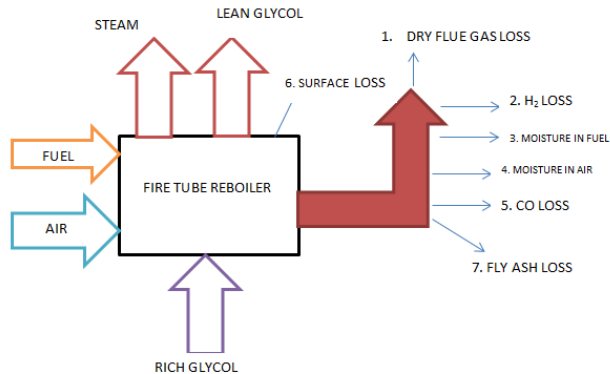
$$\dot{Q}_{bb} = \dot{m}_{bb} \times HHV \quad (2.16)$$

$$\dot{Q}_{bb} = [Q_{bb} \times \rho_{bb}] \times HHV \quad (2.17)$$

Manfaat dari *reboiler* berupa energi panas yang dipindahkan ke TEG diserap oleh TEG untuk memproduksi uap pada kondisi keluaran *reboiler*.

$$\dot{Q}_{\text{steam}} = \dot{Q}_{bb} - [\dot{Q}_{\text{Loss 1}} + \dot{Q}_{\text{Loss 2}} + \dot{Q}_{\text{Loss 3}} + \dot{Q}_{\text{Loss 4}} + \dot{Q}_{\text{Loss 5}}] \quad (2.18)$$

Dalam praktik menghitung efisiensi *reboiler*, metode inilah yang paling banyak digunakan untuk mengevaluasi efisiensi *reboiler*. Sedangkan kelemahan dari metode ini adalah memerlukan waktu yang lama dan memerlukan fasilitas laboratorium untuk analisis bahan bakar dan gas buang *reboiler*. Pada skema 2.13 dapat diketahui bahwa glycol reboiler memiliki input berupa bahan bakar, udara, dan juga rich glycol. Kemudian setelah proses, maka output adalah steam dan lean glycol.



Gambar 2.13 Skema metode tidak langsung

Selain itu, keluaran juga berupa beberapa losses yang terjadi. Dalam skema tersebut, ada beberapa losses yang terjadi pada sebuah boiler maupun reboiler, seperti kehilangan panas karena gas buang kering, hingga kehilangan panas karena *fly ash*. Namun pada analisis *glycol reboiler*, kehilangan panas karena moisture, karbon monoksida dan fly ash bernilai nol. Hal ini merujuk pada hasil analisis gas buang ketiga unsur tersebut bernilai nol.

2.8 Kerugian – Kerugian Panas pada *Reboiler*

Idealnya semua panas yang dihasilkan dari proses pembakaran bahan bakar diserap oleh *reboiler* untuk pemanasan dan penguapan BTX, akan tetapi dalam kenyataannya tidak semua panas dapat diserap oleh TEG, karena sebagian kecil terbuang sebagai *losses*/kehilangan panas. Kerugian-kerugian panas pada *reboiler* diantaranya adalah :

2.8.1 Kerugian Panas Akibat Gas Buang (*Flue Gas Loss*)

Merupakan kerugian panas yang terbawa oleh gas buang keluar ke cerobong. Ketika gas buang keluar, gas buang masih mengandung sejumlah panas yang tidak lagi memiliki kesempatan untuk dimanfaatkan. Oleh karena itu, energi panas

akan terus terbawa gas buang mengalir ke cerobong dan akhirnya terbangun ke atmosfer. Gas buang yang keluar ke cerobong terdiri dari CO_2 , N_2 , udara lebih/ O_2 dan uap air. Kerugian panas yang terbawa oleh gas buang ke cerobong diklasifikasikan menjadi dua, yaitu :

a. Kerugian Panas Akibat Gas Buang Kering (*Dry Flue Gas Loss*)

Merupakan kerugian panas yang terbawa oleh sejumlah gas buang hasil pembakaran carbon dan sulfur ke cerobong. Kehilangan panas akibat gas buang kering dapat dihitung dengan rumus :

$$\%L_1 = m_{dfg} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \frac{(T_f - T_a)}{HHV} \times 100 \quad (2.19)$$

dengan :

m_{dfg} = Massa gas buang kering (*Mass of Dry Flue Gas*), kg/kg_{bb}
 = Massa ($\text{CO}_2 + \text{SO}_2 + \text{N}_2$) pada bahan bakar + massa O_2 dalam udara yang disuplai + N_2 dalam udara yang disuplai

$C_{p_{fluegas}}$ = Panas jenis gas buang, Kcal/kg.°C

T_f = Flue gas temperatur corected to zero leakage, °C

T_a = Reference Air temperatur, °C

HHV = Nilai kalor atas bahan bakar, Kcal/kg_{bb}.

b. Kerugian Panas Akibat Gas Buang Basah (*Wet Flue Gas Loss*)

Merupakan kerugian panas yang terbawa oleh sejumlah uap air dalam gas buang yang mengalir ke cerobong. Panas yang dikandung uap air terdiri dari panas sensible dan panas laten yang besarnya tergantung pada temperatur awal ketika masuk *reboiler*

dan temperatur akhir ketika meninggalkan *reboiler*. Uap air dalam gas buang ini berasal dari tiga sumber, antara lain:

1. Air yang terbentuk dari reaksi pembakaran unsur hidrogen dalam bahan bakar (H_2 in Fuel)

Sumber uap air yang pertama adalah air sebagai produk dari reaksi pembakaran unsur hidrogen dalam bahan bakar. Dari persamaan reaksi pembakaran hidrogen diketahui bahwa air yang terbentuk dari reaksi pembakaran hidrogen adalah sembilan kali kadar hidrogen dalam satuan berat. Air ini diubah menjadi uap, membawa sejumlah panas dalam bentuk panas laten penguapannya serta superheat saat keluar bersama gas buang ke cerobong.

Kehilangan panas karena adanya penguapan air yang terbentuk dari reaksi pembakaran unsur H_2 dalam bahan bakar dapat dihitung sebagai :

$$\%L2 = \frac{9 \times \frac{H_2}{100} \times [584 \text{ kcal/kg} + C_p (T_f - T_a)]}{HHV} \times 100 \quad (2.20)$$

dengan :

H_2 = Berat H_2 dalam 1 kg bahan bakar

C_p = Panas jenis uap air dalam *flue gas* ($0.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$)

*584 kcal/kg adalah panas laten pada tekanan parsial uap air (ASME PTC 4-1, 1991).

2. Kandungan air dalam bahan bakar (*Moisture in Fuel*)

Apabila bahan bakar yang dipakai mengandung air, maka untuk setiap kg air yang terkandung dalam bahan bakar diperlukan sejumlah panas untuk mengubahnya menjadi uap dan keluar bersama gas buang ke cerobong. Panas yang dibawa oleh uap air yang berasal dari *moisture* bahan bakar ini terdiri dari panas sensibel yang membawa *moisture* ke titik didihnya, panas laten penguapan *moisture* tersebut. Kehilangan panas karena

adanya kandungan air/*moisture* dalam bahan bakar dapat dihitung dengan rumus :

$$\%L3 = \frac{M_{fuel} \times [584 \text{ kcal/kg} + C_p (T_f - T_a)]}{HHV} \times 100 \quad (2.21)$$

dengan :

M_{fuel} = Berat *moisture* dalam 1 kg bahan bakar

C_p = panas jenis uap air dalam *flue gas* ($0,45 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$)

3. Kandungan air dalam udara pembakaran (*Moisture in Air*)

Dalam perhitungan ini panas laten tidak diikutkan karena kelembaban/*humidity* yang masuk bersama udara pembakaran ke *reboiler* sudah dalam bentuk uap dan meninggalkan *reboiler* sebagai uap. Kehilangan panas karena adanya kandungan air/*moisture* dalam udara pembakaran dapat dihitung sebagai :

$$\%L4 = \frac{AAS \times \text{specific humidity} \times [584 \text{ kcal/kg} + C_p (T_f - T_a)]}{HHV} \times 100 \quad (2.22)$$

dengan :

AAS = Jumlah udara actual yang dipasok ke *reboiler*

$= (1 + \frac{EA}{100}) \times \text{udara teoretik}$

(2.23)

C_p = panas jenis uap air dalam *flue gas* ($0.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$)

Kelembaban spesifik/*specific humidity* dari udara yang masuk dalam kilogram kebasahan per kilogram udara kering, dapat dievaluasi dari *psychrometric chart* pada lampiran sebagai fungsi temperatur tabung kering (*dry bulb*) dan tabung basah (*wet bulb*).

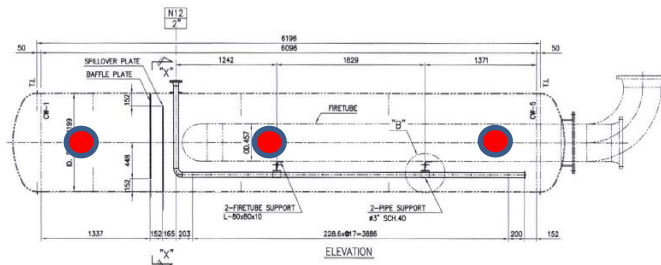
dengan :

M_{uc} = Massa karbon yang tidak terbakar dalam setiap kg bahan bakar.

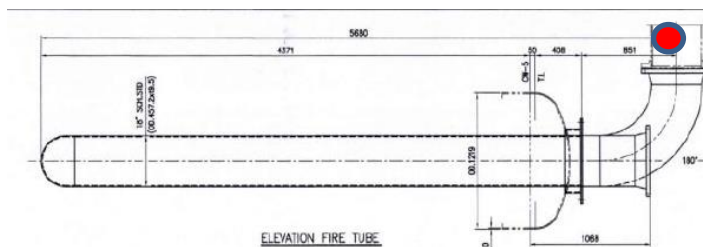
HHV_C = Nilai kalor atas dari unsur karbon yang terbakar sempurna, Kcal/kg

2.8.2 Kerugian Panas Akibat Radiasi (*Radiation Loss*)

Berikut ini merupakan sketsa dari glycol reboiler untuk menunjukkan letak titik pengukuran dari temperatur permukaan boiler. Pengukuran temperatur permukaan boiler dilakukan sebanyak tiga kali dengan infra red thermometer tembak pada tempat yang berbeda dan di ambil rata-rata nya.



Gambar 2.14 Letak Titik Pengukuran Temperatur Permukaan Glycol Reboiler



Gambar 2.15 Letak Titik Pengukuran Temperatur Gas Buang

Radiasi dapat dihitung dengan persamaan :

$$L_5(KCal/m^2) = \left[\left(\frac{T_s}{55.55} \right)^4 - \left(\frac{T_a}{55.55} \right)^4 \right] \times 0.548 + ((1.957 \times (T_s - T_a)^{1.25}) \times \sqrt{\frac{((196.85 \times V_m) + 68.9)}{68.9}})$$

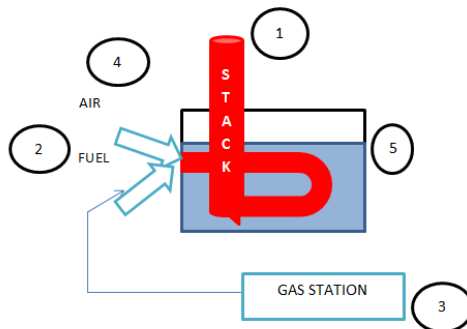
Total radiasi dan konveksi yaitu = L_6 x luas permukaan *boiler*
Sehingga, kerugian panas, yaitu:

$$L_5(\%) = \frac{total\ radiation \times 100}{HHV\ of\ fuel \times fuel\ firing\ rate}$$

Dengan: T_s = temperatur permukaan *boiler*; dalam $^{\circ}C$

V_m = kecepatan aliran angin; dalam m/s

Letak Kehilangan Panas



Gambar 2.16 Letak kehilangan panas pada *Glycol Reboiler*

Keterangan :

- 1) Kehilangan panas karena gas buang kering
- 2) Kehilangan panas karena penguapan air yang terbentuk dari reaksi pembakaran unsur hydrogen dalam bahan bakar
- 3) Kehilangan panas karena adanya kandungan air/moisture dalam bahan bakar
- 4) Kehilangan panas karena adanya kandungan air/moisture dalam udara
- 5) Kehilangan panas karena radiasi

2.9 Kebutuhan Udara Proses Pembakaran

Rasio udara-bahan bakar (*air fuel ratio*) adalah rasio jumlah udara di dalam reaksi pembakaran terhadap jumlah bahan bakar. *Air fuel ratio* dapat dituliskan dengan basis molar (mol udara dibagi dengan mol bahan bakar) atau dengan basis massa (massa udara dibagi dengan massa bahan bakar). Konversi di antara kedua nilai ini dilakukan dengan menggunakan berat molekuler dari udara (M_{udara}) dan bahan bakar ($M_{bahan\ bakar}$).

$$\frac{\frac{\text{massa udara}}{\text{mol udara}}}{\frac{\text{massa bahan bakar}}{\text{mol bahan bakar}}} = \frac{\frac{\text{mol udara} \times M_{udara}}{\text{mol bahan bakar} \times M_{bahan\ bakar}}}{\left(\frac{M_{udara}}{M_{bahan\ bakar}}\right)} \quad (2.25)$$

Atau

$$AF = \overline{AF} \left(\frac{M_{udara}}{M_{bahan\ bakar}} \right) \quad (2.26)$$

dengan \overline{AF} adalah rasio udara-bahan bakar dengan basis molar, dan AF adalah rasio udara-bahan bakar dengan basis massa.

Jumlah minimum udara yang memberikan oksigen cukup untuk pembakaran tuntas terhadap semua karbon, hidrogen, dan sulfur yang terkandung di dalam bahan bakar disebut jumlah

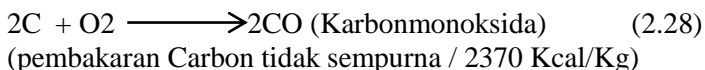
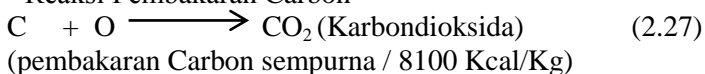
udara teoretik. Untuk pembakaran tuntas dengan jumlah udara teoretik, produk yang dihasilkan terdiri dari karbon dioksida, sulfur dioksida, nitrogen yang menyertai oksigen di dalam air, dan setiap nitrogen yang terkandung di dalam bahan bakar. Oksigen bebas tidak akan muncul sebagai salah satu produk pembakaran apabila suplai udara tepat sesuai kebutuhan udara teoretik.

Jumlah udara yang disuplai biasanya lebih besar atau lebih kecil. Jumlah udara aktual yang disuplai biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase udara teoretik, misalnya udara teoretik 150% berarti udara aktual yang disuplai adalah 1,5 kali jumlah udara teoretik. Jumlah udara suplai dapat dinyatakan sebagai *percent excess* atau *percent deficiency* udara. Oksigen bebas akan muncul pada pembakaran dengan jumlah udara lebih banyak (*excess air*).

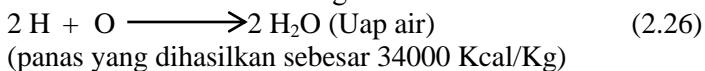
2.9.1 Reaksi Kimia Pembakaran

Seperti diketahui bahwa unsur-unsur dalam bahan bakar yang dapat membentuk reaksi pembakaran dengan oksigen adalah Carbon, Hidrogen dan Sulfur. Karena itu proses pembakaran bahan bakar tidak lain adalah terbentuknya reaksi pembakaran antara ketiga unsur tersebut dengan oksigen. Reaksi pembakaran untuk ketiga unsur tersebut adalah sebagai berikut :

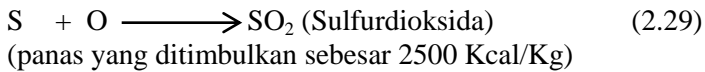
- Reaksi Pembakaran Carbon



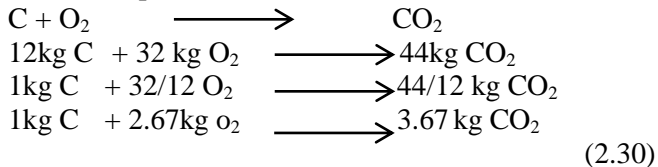
- Reaksi Pembakaran Hidrogen



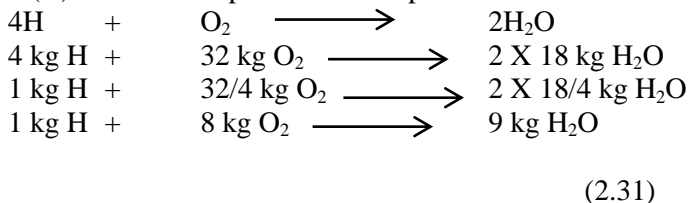
• Reaksi Pembakaran Sulfur



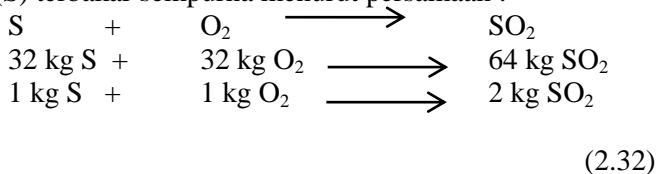
Jika susunan bahan bakar diketahui, maka dapat dihitung jumlah kebutuhan udara pembakaran untuk pembakaran yang sempurna (Ir.M.J. Djokosetyardjo, 2003:71). Karbon (C) terbakar sempurna menurut persamaan :



Hydrogen (H) terbakar sempurna menurut persamaan :



Sulfur (S) terbakar sempurna menurut persamaan :



Total O₂ teoretik yang dibutuhkan

= [O₂ teoretik yang diperlukan oleh karbon + O₂ teoretik yang diperlukan oleh hydrogen + O₂ teoretik yang diperlukan oleh sulfur – oksigen dalam 100 kg bahan bakar]

(2.33)

$$= [2.67 \text{ C} + 8 \text{ H} + \text{S}] \text{ kg} \quad (2.34)$$

Tetapi biasanya didalam bahan bakar juga terdapat sedikit oksigen dan dianggap akan bereaksi dengan hidrogen dalam bahan bakar tersebut. Karena itu hidrogen yang bereaksi dengan oksigen yang berasal dari udara akan berkurang sebanyak O/8. Dengan demikian kebutuhan oksigen teoretik total menjadi :

$$[2.67 C + 8 (H_2O/8) + S] \text{ kg} \quad (2.35)$$

Karena 100 kg udara mengandung 23.2 kg O₂, maka 1 kg oksigen dikandung dalam 4.31 kg udara. Sehingga :

$$\text{Kebutuhan udara teoretik} \\ = 4.31 [2.67 C + 8 (H_2O/8) + S] \text{ kg} \quad (2.36)$$

Dengan

C = % karbon /kg bahan bakar

H = % hydrogen / kg bahan bakar

O = % oksigen / kg bahan bakar

S = % sulfur / kg bahan bakar

2.9.2 Pembakaran Sempurna

Dalam prakteknya, pembakaran sempurna dengan udara teoretik sangat sulit dicapai karena pada kenyataannya disebabkan oleh beberapa factor. Bahwa tidak semua oksigen dapat bertemu dan bereaksi dengan unsur-unsur dalam bahan bakar. Karena itu, untuk menjamin terlaksananya proses pembakaran sempurna, maka diberikan sejumlah udara lebih (Excess air). Tapi mengingat terlalu tinggi udara lebih akan membawa panas keluar cerobong, maka jumlah udara harus merupakan kompromi antara bertujuan untuk menciptakan pembakaran sempurna serta usaha untuk mengurangi kerugian panas ke cerobong sekecil mungkin. Pemberian udara lebih, yakni dengan memasukkan lebih banyak udara kedalam ruang bakar akan mengurangi kerugian panas dalam hal kerugian karbon yang tidak terbakar. Tambahan oksigen akan bereaksi dengan karbon sehingga akan menurunkan kadar karbon dalam abu. Selain itu juga akan mengurangi kandungan CO dalam gas buang, sehingga mengurangi kerugian

gas yang tidak terbakar. Udara lebih dapat diketahui dengan rumus:

$$\% \text{ Excess Air} = \frac{\text{udara sebenarnya} - \text{udara teoritis}}{\text{udara teoritis}} \times 100 \quad (2.37)$$

atau bila kadar CO_2 dalam flue gas terdeteksi dan persentasenya diketahui maka :

$$\% \text{ Excess Air} = \left[\frac{\% \text{CO}_2 \text{ teoritis}}{\% \text{CO}_2 \text{ sebenarnya}} - 1 \right] \times 100 \quad (2.38)$$

$$\text{dengan, \% volume CO}_2 \text{ teoritis} = \frac{\text{mol CO}_2 \times 100}{\text{mol CO}_2 \times \text{mol N}_2} \quad (2.39)$$

2.10 Penelitian Terdahulu

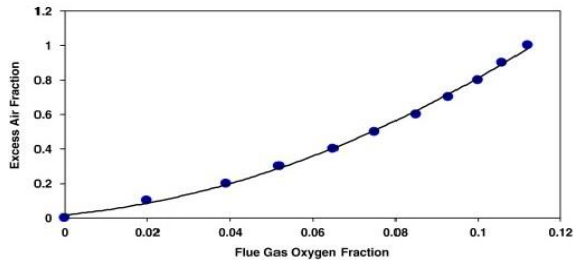
Pada sub bab ini dijelaskan beberapa hasil dari penelitian terdahulu yang akan dijadikan sebagai dasar pertimbangan dalam proses perhitungan air fuel ratio dalam pembakaran natural gas.

Hasil Penelitian **Bahadori. Alireza** (2010), tentang “*Estimation of energy conservation benefits in excess air controlled gas-fired systems*” Penelitian ini menjelaskan tentang teknik untuk mencapai efisiensi pembakaran yang lebih baik dengan sedikitnya jumlah emisi polutan yang diperlukan, dan tujuan ini dapat dicapai melalui pengendalian proses pembakaran atau penyesuaian bahan bakar yang di gunakan. *Excess air* adalah variabel kontrol yang mempengaruhi efisiensi termal dan keandalan operasi *Boiler*

Peningkatan nilai kelebihan udara di pembakaran mengarah ke penurunan suhu nyala api adiabatik, menyebabkan penurunan suhu gas buang. Sebagai rasio *excess air* naik, konsentrasi O_2 di area pembakaran yang utama juga meningkat, sehingga kenaikan suhu api di boiler. Hal ini kemudian menyebabkan penurunan

suhu di daerah radiasi boiler, dan akhirnya mempengaruhi efisiensi *Boiler*.

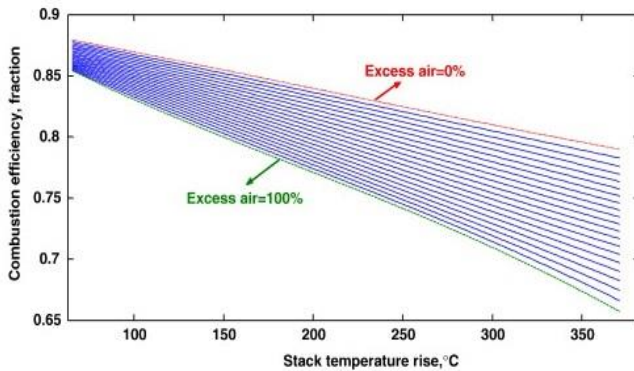
Hasil analisa hubungan antara *Flue gas* oksigen dengan *excess air*, yang ditunjukkan pada gambar 2.11



Gambar 2.17 Hubungan Antara Oksigen Sisa & Udara Berlebih

Dari hasil penelitian tersebut di dapatkan pengaruh antara *Excess air* dengan *flue gas* oksigen, dimana semakin tinggi nilai *Excess air* dalam pembakaran maka kandungan fraksi oksigen dalam *flue gas* juga semakin tinggi.

Pada analisa berikutnya menerangkan hubungan *excess air* dengan temperatur stack yang ditunjukkan pada gabar 2.12



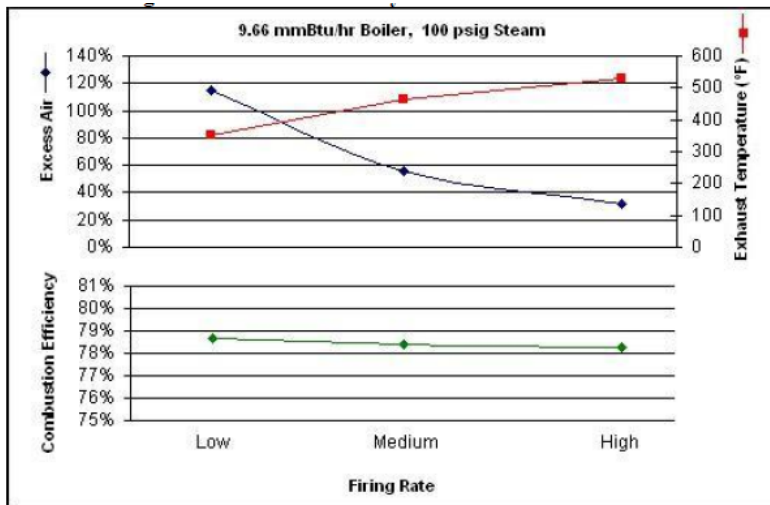
Gambar 2.18 Hubungan Antara Temperatur *Stack* & Udara Berlebih.

Dari hasil penelitian tersebut di dapatkan pengaruh antara *Excess air* dengan Temperatur pada *stack*, dimana variasi nilai *Excess air* antara 0%-100% mempengaruhi dalam naik turunnya efisiensi pembakaran dan temperatur *flue gas* pada *stack*.

Penelitian dari **Kevin Carpenter dkk** (2008) dengan judul “Common Boiler Excess Air Trends and Strategies to Optimize Efficiency” menjelaskan metode untuk menghitung efisiensi pembakaran yang akan berimbas pada efisiensi boiler. Semakin baik efisiensi pembakaran pada boiler, akan meningkatkan efisiensi kinerja boiler. Metode perhitungan efisiensi pembakaran berdasarkan pada tiga parameter dasar yaitu temperatur udara pembakaran, excess air, dan temperatur gas buang. Parameter yang paling sulit untuk di control adalah excess air. Untuk kasus boiler proses atau chemical factory boiler, menunjukkan bahwa level excess air rendah pada pengapian yang cukup tinggi. Dibawah ini merupakan tabel dan grafik efisiensi combustion terhadap boiler proses.

Tabel 2.2 Chemical Factory Boiler : Measure Values And Calculated Combustion Efficiency

Firing Rate	Excess Air	Exhaust Temp. (°F)	Combustion Efficiency
High	32%	531	78.3%
Medium	56%	463	78.4%
Low	115%	352	78.7%

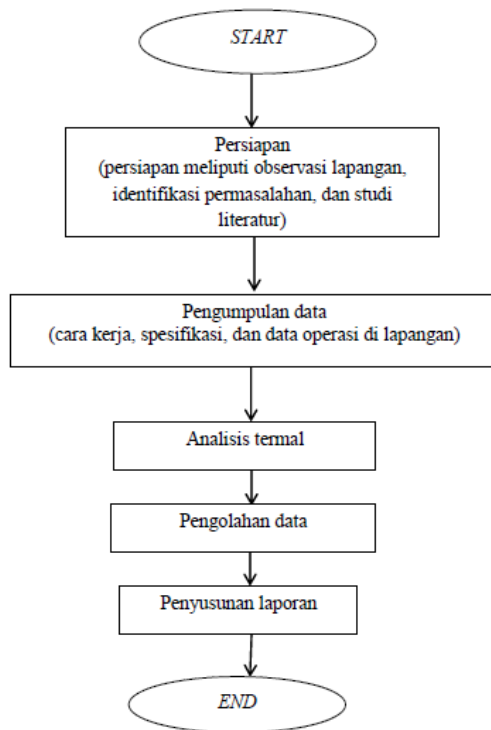


Gambar 2.19 Grafik Excess Air Terhadap Temperatur Gas Buang Dan Efisiensi Combustion

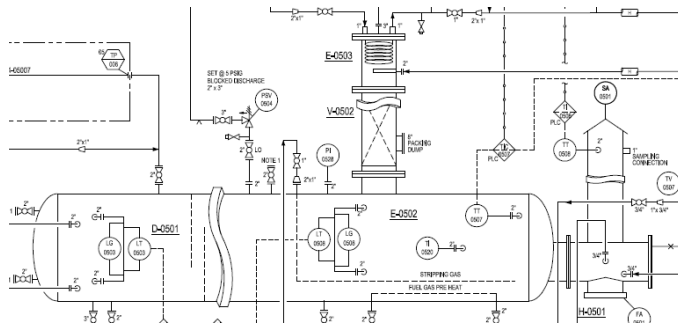
Pada tabel diatas, menunjukkan excess air yang sesuai untuk masing - masing firing rate serta tertera juga besarnya efisiensi yang dihasilkan. Pada grafik 2.13, menunjukkan bahwa semakin tinggi besarnya excess air yang di suplai maka temperatur gas buang juga akan meningkat dan sebaliknya.

BAB III METODOLOGI

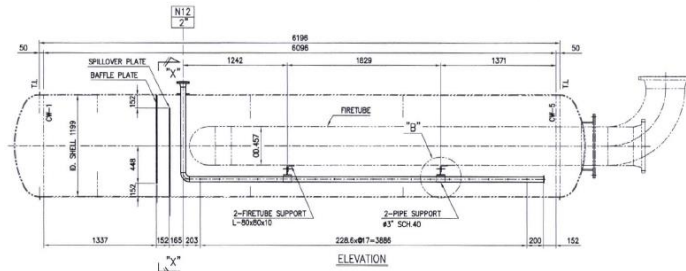
Metodologi merupakan kerangka dasar yang terdiri dari tahapan-tahapan dalam menyelesaikan tugas akhir. Metodologi penelitian tugas akhir mencakup semua kegiatan yang dilaksanakan untuk melakukan proses analisis terhadap permasalahan tugas akhir. Tahapan-tahapan tersebut ditunjukkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Tahap penelitian



Gambar 3.2 Glycol Reboiler E-0502



Gambar 3.3 Letak Fire Tube di dalam Reboiler

3.1 Persiapan

Tahap persiapan meliputi observasi lapangan, identifikasi permasalahan, dan studi literatur. Observasi lapangan merupakan kegiatan awal untuk menentukan objek yang akan dibahas dalam tugas akhir. Observasi ini dilakukan di CPP-PPGJ Gundih. Objek yang dibahas adalah *Glycol Reboiler* E-0502. Identifikasi permasalahan merupakan suatu tahapan untuk menentukan permasalahan dalam objek yang telah ditentukan. Permasalahan dalam objek *Glycol Reboiler* E-0502 yaitu mengenai pemakaian bahan bakar *natural gas* pada proses pembakaran, *heat loss*, dan efisiensi. Studi literatur merupakan tahapan pendukung dalam

menyelesaikan permasalahan yang meliputi studi literature yang berupa *textbook*, jurnal penelitian, dan internet. Gambar 3.2 merupakan gambar dari *Glycol Reboiler E-0502*.

3.2 Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan untuk analisis *Glycol Reboiler E-0502* diperoleh dari dokumen CPP-PPGJ Gundih, baik itu data on record ataupun data off record . Data tersebut berupa data spesifikasi dan data operasi *dehydration unit* yang diuraikan dalam Tabel 3.1 dan 3.2.

Data spesifikasi *Glycol Reboiler E-0502*

Site Location	: CPP-PPGJ Gundih
Unit Number	: PV-GSB-225
Glycol Reboiler Model	: D-0501
Date Built	: 2012
Fabricator	: ROS
Installing Position	: Horizontal
Capacity	: 7461 Liters
Insulation	: Hot 75mm

Tabel 3.1 Spesifikasi desain *Glycol Reboiler* E-0502

Performance of Equipment		
Fluid Allocation	Shell Side	Tube Side
Fluid Name	Rich / Lean Glycol	Fuel / Flue gas
Fluid Quantity (lb/hr)	8927 / 8499.4	22.1 / 451
Vapour (lb/hr)	19.30 (in side)	22.10/451 (in/out)
Liquid (lb/hr)	8909.40/8499.40 (in/out)	
Temperatur (F)	333.70/393 (in/out)	97.80/224 (in/out)
Density Vapour/Liquid (lbm/ft ³)	in = 0.16/ 61.61	in = 0.06
	out = 60.37	out = 0.05
Viscosity, Vapour/Liquid (cP)	in = 0.012 / 1.01	in = 0.01
	out = 0.60	out = 0.01
Inlet Pressure (psig)	4	4
Design Condition		
Design/Test Pressure (psig)	5	5
Design Temperatur max/min (F)	550	550

Tabel 3.2 Spesifikasi Desain Surge Tank dan Stripping Column (D-0501)

Process Data (Lean Glycol)	
Flow (US gpm)	17.55
Specific Gravity	0.97
Density at T & P (lbm/ft ³)	60.365
Viscosity (cP)	0.6
Design Data	
Contents	Lean Glycol + HC Gas
Design Temperatur (deg.F)	550
Operating Temperatur (deg.F)	400
Design Press (psig)	5
Operating Press (psig)	4
Diameter Shell (mm)	1199
Vertical/Horizontal	Horizontal
Height/Length (mm)	6096
Insulation (mm)	50 (hot)

Tabel 3.3 Kondisi Lokal dan Utilitas *Glycol Reboiler*

Site Condition	
Ambient Temp., deg.F (max.,avg.,min.)	98 (3 hours) / 80 / 67 (3 hours)
Humidity, % (max.,avg.,min.)	33 / 70 / 100
Instrument Air Supply	
Pressure (min./nor./max.)	80 / 110 / 140 psig
Dew point	-40 deg. F @operating condition
Operating Temp.	Amb. Deg.F
Flow rate	40 Nm ³ / h
Plant Air	
Pressure (min./nor./max.)	80 / 110 / 140 psig
Operating Temp.	Amb. Deg.F
Flow rate	534.3 Nm ³ / h
Fuel for pilot	LP (Low Pressure) Fuel Gas
Max Allowable pressure drop Reboiler	15 psi
Max. emission SO ₂	2600 mg / Nm ³

Tabel 3.4 Fuel Analisis Data pada Komisioning

Fuel Analysis Data (15/03/2104)			
No.	Item	Commisioning	Unit
1	C	76.56	wt.%
2	H	23.07	wt.%
3	N	0.37	wt.%
4	S	0	wt.%
5	Moisture	0	wt.%
6	O	0	wt.%
7	HHV	18,563	Kcal/kg

Tabel 3.5 Fuel Analisis Data pada Beberapa Periode

Fuel Analisis Data (Data Operasi)							
No.	Item	3/4/2016	12/5/2016	19/6/2016	23/7/2016	3/8/2016	Unit
1	C	76.4	76.56	75.39	75.93	76.77	wt.%
2	H	23.3	23.5	23.76	23.77	22.8	wt.%
3	N	0.3	0.43	0.85	0.3	0.43	wt.%
4	S	0	0	0	0	0	wt.%
5	Moisture	0	0	0	0	0	wt.%
6	O	0	0	0	0	0	wt.%
7	HHV	18,645	18,647	17,945	18,354	18,965	Kcal/kg

Tabel 3.6 Flue gas analisis komisioning

Flue Gas Analysis Data (15/03/2014)			
No.	Item	Commisioning	Unit
1	CO ₂	10.548	vol.%
2	O ₂	1.632	vol.%
3	CO	0	vol.%
4	N ₂	87.22	vol.%
5	Temp	393.572	C
6	RH	71	%
7	SH	0,0337	Kg/kgudr
8	TS	73	C
9	Va	12	Km/hr

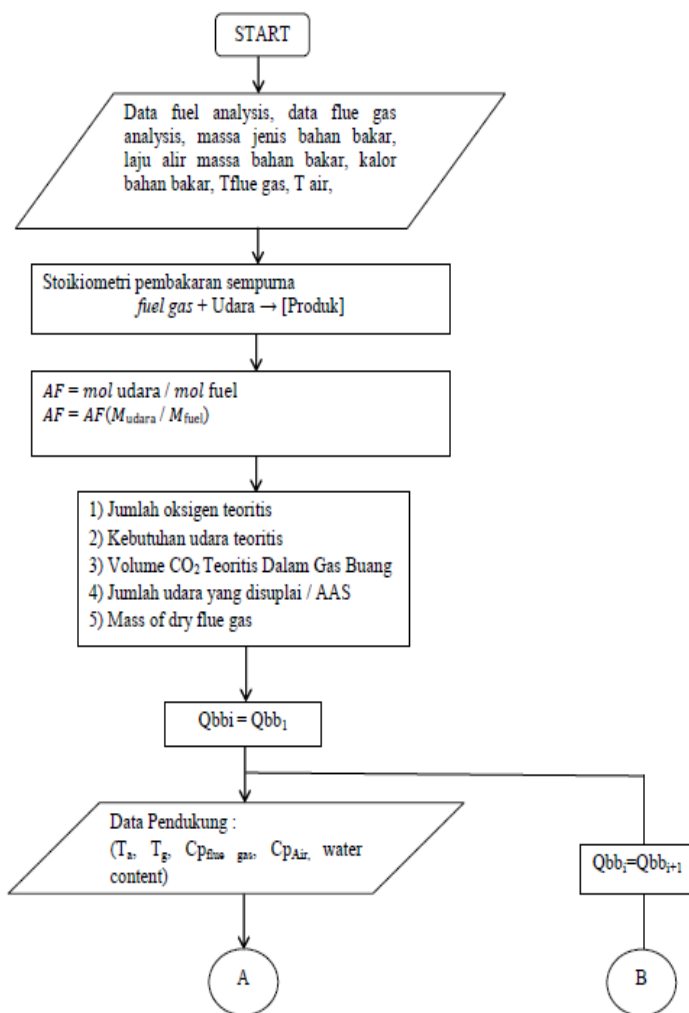
Tabel 3.7 Flue gas analisis pada periode tertentu

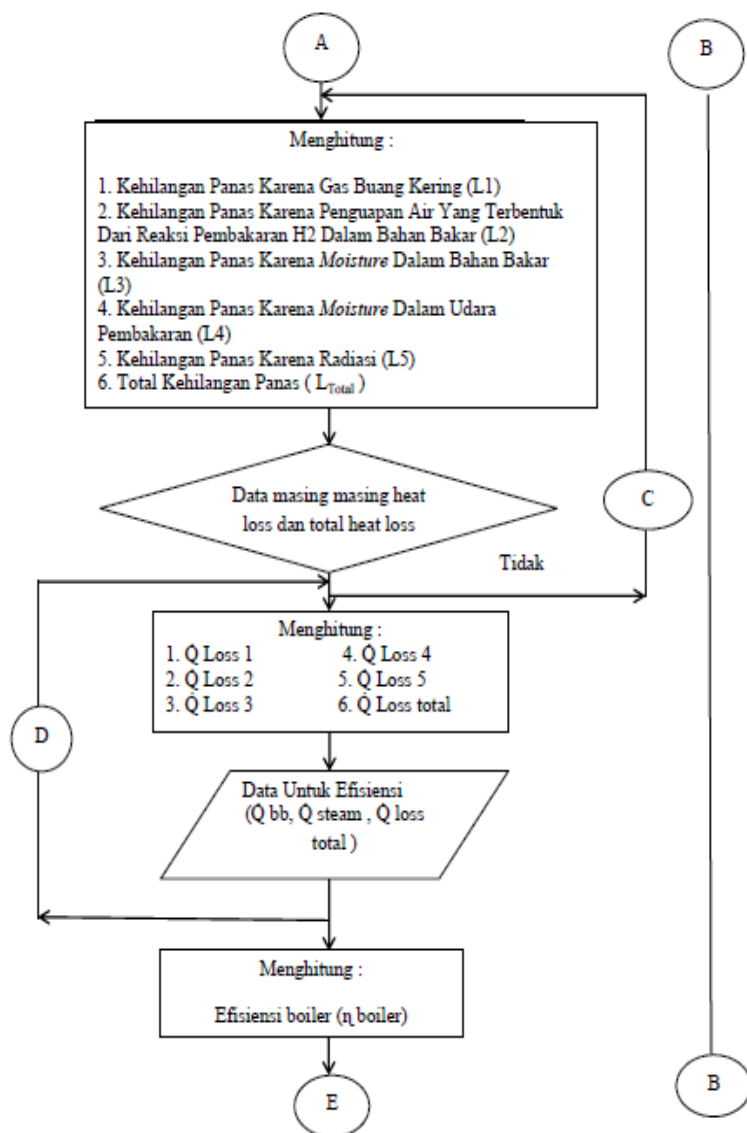
Flue Gas Analysis Data (Data Operasi)							
No.	Item	3/4/2016	12/5/2016	19/6/2016	23/7/2016	3/8/2016	Unit
1	CO2	9.58	9.67	10.49	10.02	10.58	vol.%
2	O2	4.98	1.99	1.5	2.02	1.23	vol.%
3	CO	0	0	0	0	0	vol.%
4	N2	85.57	88.34	88.01	87.96	87.98	vol.%
5	Temp	452.294	472.261	474.055	404.6	458	C
6	RH	73	73,5	75	75	76,5	%
7	SH	0.0347407	0.03497865	0.0356925	0.0356925	0.03640635	Kg
8	TS	83	93	99	80	86	C
9	Va	12	12	12	12	12	Km/h

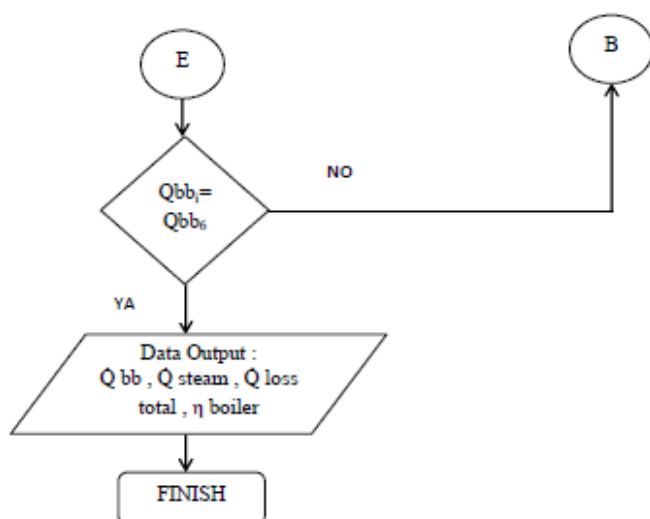
Tabel 3.8 Datasheet operasi pada kondisi tertentu

Deskripsi	Unit	Normal Operasi	Tanggal				
			3/4/2016	12/5/2016	19/6/2016	23/7/2016	3/8/2016
Top/Outlet V-0501	Psig	363	366.096	365.861	365.94	366.02	366.01
Inlet E-0501 to V-0501	deg. F	170.6	196.25	195.62	205	210	206
Outlet E-0501 to Sales Gas	deg. F	119.1	104.91	195	100.76	103.86	101.91
Outlet E-0501 to Sales Gas	lb/mm ² f	≤ 7	5338.62	520.38	532.99	596.15	537.86
Inlet Reflux	deg. F	113.5	100	100	100	100	100
Outlet Reflux	deg. F	165	150	150	150	160	150
Outlet V-0502	deg. F	223.7	236.7	229.43	236.53	232.5	225.11
Level D-0501	cm	50 (50%)	20	30	30	26	20
Pressure E-0502	Psig	4	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Level E-0502	cm	30 (50%)	55	55	55	57	57
Temperatur E-0502	deg. F	400	387.86	388.91	388.54	386.47	388.84
Inlet D-0502	Psig	40	135	135	135	135	135
Outlet D-0502	Psig	40	140	140	140	140	140
Inlet from D-0501	deg. F	239	290	280	290	295	295
Level Condensate	cm	20 (50%)	10	10	10	10	10
Level Glycol	cm	20 (50%)	18	18	18	18	18
Inlet D-0504	deg. F	110	102	98	98	98	98
Level D-0504	Ft	1 (50%)	11	8	14	5	5
Outlet FT-0502	Mmscfd	0.0024	0.0038	0.0040	0.0043	0.0028	0.0038
Outlet FT-0501	Mmscfd	0.032	0.064	0.054	0.466	0.06	0.04
Outlet FT-0503	Mmscfd	8	8	9	8.5	7.5	8

3.3 Flowchart Perhitungan Efisiensi *Glycol Reboiler*







BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

Analisis data pada penelitian ini menggunakan data performance test CPP Gundih 2016 yang dilakukan pada hampir setiap bulan dan data operasional log sheet *Reboiler* pada bulan Maret hingga Agustus 2016, disertai pengambilan data langsung yang diambil dari local unit dan menggunakan data saat komisioning.

4.1 Analisis Kondisi Komisioning *Reboiler* dan Stoikiometri Pembakaran *Natural Gas*.

Untuk mengetahui berapa jumlah massa udara bakar yang akan dibutuhkan dan harus *display*, hal pertama bisa dilakukan dengan metode *ultimate Analisis*, Dibawah ini adalah Analisis data performansi komisioning, untuk *fuel* Analisis bahan bakar *natural gas* yang selanjutnya akan dimasukkan dalam perhitungan *ultimate analisis*.

Tabel 4.1 Data *Fuel* dan Flue Analisis.

<i>Fuel</i> Analysis Data (15/03/2104)			
No.	Item	Commisioning	Unit
1	C	76.56	wt.%
2	H	23.07	wt.%
3	N	0.37	wt.%
4	S	0	wt.%
5	<i>Moisture</i>	0	wt.%
6	O	0	wt.%
7	HHV	12563	Kcal/kg
Flue Gas Analysis Data (15/03/2014)			
No.	Item	Commisioning	Unit

1	CO ₂	10.548	vol. %
2	O ₂	1.632	vol. %
3	CO	0	vol. %
4	N ₂	87.82	vol. %

Tabel 4.2 Tabel Data Penunjang Perhitungan Efisiensi Boiler

No	Item	Ket	Komisioning	Unit
1	Temperatur Udara Refrensi	Local	33	°C
2	Cp Udara	Local	0,24	Kcal/Kg.C
3	Avg Air Temperatur	Local	32	°C
4	Ambient Air	Local	29.7	°C
5	Relative Humidity	Local	71	%
6	Temperatur Gas Buang	Local	393,57	°C
7	Cp Flue Gas	Local	0,24	Kcal/kg.C
8	Specific humidity	Local	0.0337	Kg/kgudr
9	T surface <i>Reboiler</i>	Local	73	°C
10	Kecepatan angin	Local	12	Km/h
11	Luas permukaan <i>reboiler</i>	Local	23.33	m ²
12	<i>Fuel firing rate</i>	Local	14,6	Kg/jam

Tabel 4.3 Berat Atom Dan Molekul (kg/kmol)

Unsur	Simbol	Berat Atom	Berat Molekul
Carbon	C	12	
Hidrogen	H2	1	2
Oksigen	O2	16	32
Nitrogen	N2	14	28
Sulfur	S	32	
Carbondioksida	CO2		44
Sulfurdioksida	SO2		64

Air	H ₂ O		18
-----	------------------	--	----

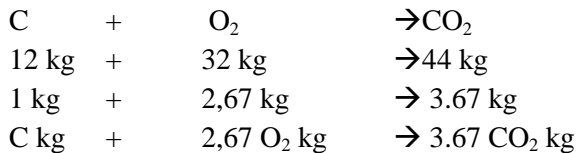
Dibawah ini adalah persenyawaan kimia pembakaran (unsur bahan bakar)

Asumsi :

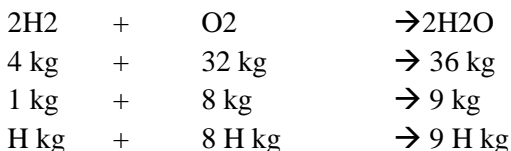
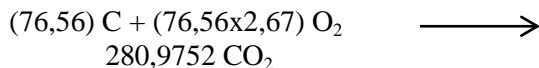
1. Nitrogen yang terkandung dalam bahan bakar maupun udara pembakaran tidak turut bereaksi dengan oksigen pada proses pembakaran di dalam furnace karena pada data flue gas analysis tidak terdapat kandungan gas NO_x dalam gas buang boiler.

$$C + H + N + S + M = 1$$

C : Carbon, H : Hidrogen, N :Nitrogen, S :Sulfur, M :Moiisture

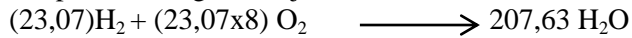


12 kg karbon memerlukan 32 kg oksigen, membentuk 44 kg karbondioksida. Oleh karena itu 1 kg karbon memerlukan 32/12 kg atau 2,67 kg oksigen secara teoritis untuk membakar sempurna karbon menjadi karbondioksida.



4 kg hidrogen memerlukan 32 kg oksigen, membentuk 36 kg air. Oleh karena itu 1 kg hidrogen memerlukan 32/4

kg atau 8 kg oksigen secara teoritis untuk membakar sempurna hidrogen menjadi air.



Total O₂ teoritis yang dibutuhkan, untuk menghitung jumlah udara teoritis yang diperlukan dalam proses pembakaran dibutuhkan data dari *fuel* Analisis *natural* gas.

$$\begin{aligned} &= \text{O}_2 \text{ teoritis yang diperlukan oleh karbon} + \text{O}_2 \text{ teoritis yang diperlukan oleh hidrogen} \\ &= (76,56 \times 2,67 \text{ kg}) + (23,07 \times 8 \text{ kg}) \\ &= 388,9752 \text{ kg} \end{aligned}$$

Karena 100 kg udara mengandung 23,2 kg O₂, maka 1 kg oksigen dikandung dalam:

$$100 / 23,2 \text{ kg udara} = 4,31 \text{ kg udara}$$

Kebutuhan udara teoritis

$$\begin{aligned} &= 4,31 [\text{Total O}_2 \text{ teoritis} - \text{O}_2 \text{ yang terkandung dalam 100 kg bb}] \\ &= 4,31 [388,9752 - 0,00] \text{ kg}_{\text{udara}} \\ &= 1690,3641 \text{ kg}_{\text{udara}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara teoritis yang diperlukan} &= 1690,3641 \text{ Kg}_{\text{udara}} / 100 \text{ kg bb} \\ &= 16,90 \text{ kg}_{\text{udara}} / \text{kgbb} \end{aligned}$$

Jadi untuk membakar setiap kg *natural* gas secara teoritis, diperlukan udara sebesar 16,90 kg udara.

1. Perhitungan kandungan CO₂ teoritis dalam gas buang, untuk mengetahui jumlah udara lebih (*excess air*) yang disuplai ke boiler.

Sejumlah tertentu udara lebih diperlukan untuk pembakaran sempurna, tetapi jika terlalu banyak udara lebih dapat menyebabkan terjadinya kehilangan panas dan apabila terlalu sedikit udara lebih dapat menyebabkan pembakaran tidak sempurna. CO₂ dalam gas buang dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Nitrogen dalam gas buang} &= (1690,3641 - 388,9752)\text{kg} \\ &= 1301,3889 \text{ kg}\end{aligned}$$

% volum CO₂ teoritis dalam gas buang dihitung seperti dibawah ini :

$$\text{Mol CO}_2 \text{ dalam gas buang} = 280,9752 \text{ kg} / 44 = 6,3858 \text{ mol}$$

$$\text{Mol N}_2 \text{ dalam gas buang} = 1287,5079 / 28 = 46,47 \text{ mol}$$

$$\begin{aligned}\% \text{ volum CO}_2 \text{ teoritis} &= (\text{mol CO}_2 \times 100) / (\text{mol gas buang} \\ &\text{kering}) \\ &= (6,3858 \times 100) \text{ kg} / (6,3858 + \\ &46,4724) \text{ kg} \\ &= 12,08 \%\end{aligned}$$

Karena diketahui persentase kandungan CO₂ aktual dalam gas buang pada Tabel 4.1 adalah 10,548 %, maka *excess* air dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Excess air} &= [(\% \text{CO}_2 \text{ teoritis} / \% \text{CO}_2 \text{ sebenarnya}) - 1] \times 100 \\ &= [(12,08/10,548) - 1] \times 100 \\ &= 14,521 \%\end{aligned}$$

Sehingga jumlah total pasokan udara yang diperlukan untuk 100 kg bahan bakar yang terbakar dengan udara lebih 14,521% adalah :

$$\begin{aligned}\text{Udara sebenarnya} &= \text{Udara teoritis yang diperlukan} \times \\ &(\% \text{CO}_2 \text{ teoritis} / \% \text{CO}_2 \text{ sebenarnya}) \\ &= 1690,3641 \text{ kg udara} \times [12,08/10,548] \\ &= 1935,822 \text{ kg udara}\end{aligned}$$

1. Perhitungan jumlah udara sebenarnya yang disuplai ke *reboiler* untuk membakar setiap kg bahan bakar *natural* gas / actual mass of air supplied (AAS)

Untuk *Excess* air 14,521 %

$$\begin{aligned}
 \text{AAS} &= [1 + (\text{EA}/100)] \times \text{udara teoritis} \\
 &= [1 + (14,521/100)] \times 16,7648 \text{ kg udara/kg bb} \\
 &= 19,358 \text{ kg udara/kg bb}
 \end{aligned}$$

Hasil analisis gas buang dapat di lihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.4 Analisis Gas Buang

unsur gas buang	massa(kg)	% massa dfg	% massa wfg
CO ₂	280.975	10.584	15.654
N ₂	1301.388	87.46	72.502
O ₂	1.630	1.632	0.091
H ₂ O	210.970	0	11.753
total wfg	17.94963		
total dfg	15.83993		

4.2 Perhitungan Presentase Kehilangan Panas *Glycol Reboiler* dan Analisis Efisiensi dengan Metode Tidak Langsung.

Metode yang digunakan untuk menghitung kehilangan panas dan efisiensi boiler, menggunakan Metode Kehilangan Panas (*Heat Loss*). Standar acuan untuk uji boiler ditempat dengan menggunakan metode kehilangan panas (*heat loss*) adalah **USA Standard ASME PTC-4-1 Power Test Code for Steam Generating Units**. Perhitungan ini tidak menyertakan beberapa losses sebagai berikut :

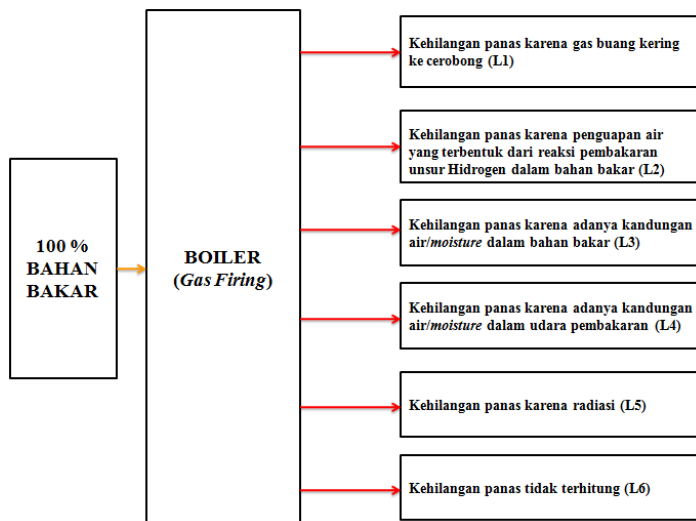
- Standby Losses, efisiensi dihitung melalui kondisi operasional dengan asumsi beban steady.
- Soot Blower Steam, penggunaan steam untuk pemanasan bahan bakar diabaikan.
- Blowdown Loss, kehilangan energy akibat blowdown tidak diperhitungkan.

- d. Konsumsi energy peralatan penunjang seperti burner, fan, dan pompa tidak termasuk dalam perhitungan.

Dalam menggunakan metode tidak langsung dapat menganalisis udara pasokan yang dibutuhkan, *excess* air dan laju aliran massa *flue gas* karena dengan metode ini dapat mengetahui rugi rugi panas yang terjadi selama proses pembakaran yang salah satunya rugi panas yang terjadi di *flue gas*.

Efisiensi *boiler* (%) =

$$100 - (L1+L2+L3+L4+L5+L6)$$



Gambar 4.3 Skema Kehilangan Panas *Glycol Reboiler* (Gas Firing)

Asumsi :

1. Kehilangan panas akibat pembakaran tidak sempurna (*Partial combustion Loss*) diabaikan karena pada data *flue gas analysis* tidak terdapat kandungan gas CO dalam gas buang.

2. Kehilangan panas akibat adanya unsur carbon (*Unburnt Carbon Loss*) yang tidak terbakar dalam abu diabaikan, karena untuk pembakaran *natural gas* tidak menghasilkan abu/jelaga.

1) Kehilangan panas karena gas buang kering (Losses 1)

$$\%L_1 = m_{dfg} \times C_p \text{ Flue gas} \times \frac{(T_f - T_a)}{HHV} \times 100$$

Dengan :

m_{dfg} = mass of ($\text{CO}_2 + \text{N}_2$) in *fuel* + mass of O_2 in the flue gas + N_2 in air we are supplying

$$\begin{aligned} &= (0,7656 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} \times \frac{44}{12}) + 0,0037 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} + (0,01632 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} \times \frac{23}{100}) \\ &+ (1690,3641 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} \times \frac{77}{100}) \\ &= 3,8072 + 0,0037 + 0,0037 + 13,02 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} \end{aligned}$$

$$m_{dfg} = 15,8304 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}}$$

Jadi jumlah massa flue gas dihasilkan dari *reboiler* dengan 1 kg bahan bakar *natural gas* adalah 15,8304 kg.

Rugi panas yang disebabkan karena gas buang kering dari hasil pembakaran didalam *reboiler*. Hal ini dapat mengurangi efisiensi unjuk kerja *reboiler*. Dapat dihitung dengan perumusan dibawah ini :

$$\begin{aligned} \%L_1 &= \frac{15,8304 \frac{\text{kg}}{\text{kgbb}} \times 0,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kgC}} \times (393,572 - 32)^\circ\text{C}}{12563 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} \times 100 \\ &= 10,934 \% \end{aligned}$$

2) Kehilangan panas karena adanya penguapan air yang terbentuk dari reaksi pembakaran unsur hydrogen dalam bahan bakar (Losses 2)

Merupakan rugi panas yang dihasilkan karena proses evaporasi air yang disebabkan kandungan hydrogen dalam bahan bakar, dengan perumusan dibawah ini :

$$\begin{aligned}
 \%L_2 &= \frac{9 \times \frac{H_2}{100} \times [584 + Cp (Tf - Ta)]}{HHV} \times 100 \\
 &= \frac{9 \times 0,2307 \frac{kg}{kgbb} \times [584 + \frac{0,45 kcal}{kg^\circ C} (393,57 - 32)^\circ C]}{12563 \frac{kcal}{kg}} \times 100 \\
 &= \frac{2,1139 \frac{kg}{kgbb} \times 624,8501 \frac{kcal}{kg}}{12563 \frac{kcal}{kg}} \times 100 \\
 &= 12,34\%
 \end{aligned}$$

Energy panas yang hilang dikarenakan untuk mengevaporasikan uap air yang terjadi karena kandungan hydrogen dalam bahan bakar sebesar 12,34 %

3) Kehilangan panas karena adanya kandungan air / *moisture* dalam bahan bakar (Losess 3)

Rugi panas yang diakibatkan karena kandungan *moisture*/kelembaban yang terdapat dalam bahan bakar, sehingga energy panas akan berkurang karena dipergunakan untuk *moisture* dalam bahan bakar.

$$\begin{aligned}
 \%L_3 &= \frac{M_{fuel} \times [584 + cp (Tf - Ta)]}{HHV} \times 100 \\
 &= 0\%
 \end{aligned}$$

Losess 3 ini bernilai 0 karena bahan bakar yang digunakan adalah berupa gas dan berdasarkan data, *fuel* gas tidak mengandung

moisture. Sehingga tidak didapatkan rugi panas akibat kandungan *moisture* dalam bahan bakar.

4) Kehilangan panas karena kandungan air / *moisture* dalam udara pembakaran (Losses 4)

Merupakan rugi panas yang diakibatkan karena kandungan *moisture*/kelembaban yang terdapat pada udara.

Untuk *excess* air 14,521%

$$\begin{aligned}\%L_4 &= \frac{AAS \times \text{specific humidity} \times Cp (Tf - Ta)}{HHV} \times 100 \\ &= \frac{19.35 \frac{kg \text{ udara}}{kg \text{ bb}} \times 0,0234 \times 0,45 \frac{kcal}{kg^\circ C} (393,57 - 32)}{12563 \frac{kcal}{kg}} \times 100 \\ &= 2,50\%\end{aligned}$$

5) Kehilangan panas karena radiasi (Losses 5)

Untuk perhitungan mencari rugi panas yang terjadi disekitar area permukaan *reboiler* dikarenakan radiasi dapat dihitung dengan rumus :

$$\begin{aligned}L_5 (KCal/m^2) &= \left[\left(\frac{T_s}{55.55} \right)^4 - \left(\frac{T_a}{55.55} \right)^4 \right] \times 0.548 \\ &\quad + ((1.957 \times (T_s - T_a)^{1.25}) \\ &\quad \times \sqrt{\frac{((196.85 \times V_m) + 68.9)}{68.9}})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_5(KCal/m^2) &= \left[\left(\frac{73}{55.55} \right)^4 - \left(\frac{32}{55.55} \right)^4 \right] \times 0.548 \\
 &\quad + ((1.957 \times (73 - 32)^{1.25}) \\
 &\quad \times \sqrt{\frac{((196.85 \times 3.33) + 68.9)}{68.9}}) \\
 L_5 &= 665,974 \text{ kcal/m}^2
 \end{aligned}$$

Dengan: T_s = temperatur permukaan *boiler*; dalam $^{\circ}\text{C}$

V_m = kecepatan aliran angin; dalam m/s

Total radiasi dan konveksi yaitu = L_5 x luas permukaan *boiler*

$$= 665.974 \text{ kcal/m}^2 \times 23.33 \text{ m}^2$$

$$= 15539,45 \text{ kcal}$$

Sehingga kerugian panas, yaitu:

$$L_5(\%) = \frac{\text{total radiation} \times 100}{HHV \text{ of fuel} \times \text{fuel firing rate}}$$

$$L_5(\%) = \frac{15539.449 \text{ kcal} \times 100}{12563 \times 14,6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} = 0,084 \%$$

6) Kehilangan panas tidak terhitung (Losses 6)

Kehilangan panas tidak terhitung meliputi kehilangan panas yang tidak terukur, terlalu kecil, atau tidak bisa diukur, meliputi : infiltrasi udara pembakaran, hidrokarbon pada gas bahan bakar, kesalahan instrumen dan kerugian-kerugian lainnya

yang tidak terhitung. Kehilangan panas tidak terhitung pada boiler (*gas firing*) adalah sebesar 0, 25%. Seperti terlihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4.5 *Normally Accepted Figures for Unaccounted Loss*

Normally Accepted Figures for Unaccountable Losses, Manufacturers' Margins, and Tolerances

Fuel	Firing	Unaccountable Loss (%)	Tolerance	Manufacturers' Margin (%)
Gas	Burner	0.25		0.25
Oil	Burner	0.25	+0/-5.0%	0.25
Coal	PF	0.25	of losses	0.5
	Grate	0.5	+0/-6.5%	1.0
Biofuels	Grate	1.0	of losses	1.0

(sumber : Kumar Rayaprolu, 2009:19)

Dari perhitungan masing masing kehilangan panas diatas, maka dapat disimpulkan bahwa total heat loss pada *glycol reboiler* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Total heat loss} &= L1+L2+L3+L4+L5+L6 \\
 &= (10,934 + 12,34 + 0 + 2,5 + 0,08 + 0,25) \% \\
 &= 26,11 \%
 \end{aligned}$$

4.3 Perhitungan Potensi Panas Bahan Bakar yang Terbuang untuk Kehilangan Panas pada *Glycol Reboiler* Kondisi Komisioning

Diketahui awal *fuel* oil dan gas consumption dan specific gravity pada kondisi tertentu, yang masuk kedalam *reboiler* dalam setiap jam. Dari data tersebut dapat dihitung *flow rate* yang masuk dalam ruang bakar. Seperti dibawah ini :

$$\dot{m}_{bb} = 14,6 \frac{kg}{jam} = 0,00406 \frac{kg}{s}$$

Kalor yang dihasilkan bahan bakar *natural gas* :

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{bb} &= \dot{m}_{bb} \cdot HHV \\
 \dot{Q}_{bb} &= 0,00406 \frac{kg}{s} \cdot 12563 \frac{kcal}{kg} = 51,01 \frac{Kcal}{s}
 \end{aligned}$$

- 1) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas karena gas buang kering

$$\dot{Q}_{loss\ 1}$$

$$= \frac{L1}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb})$$

$$\dot{Q}_{loss\ 1} = \frac{10,934}{100} \times 51,01 \frac{kcal}{s}$$

$$\dot{Q}_{loss\ 1} = 5,57 \frac{kcal}{s}$$

- 2) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas karena penguapan air yang terbentuk dari reaksi pembakaran unsur hydrogen dalam bahan bakar

$$\dot{Q}_{loss\ 2}$$

$$= \frac{L2}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb})$$

$$\dot{Q}_{loss\ 2} = \frac{12,34}{100} \times 51,01 \frac{kcal}{s}$$

$$\dot{Q}_{loss\ 2} = 6,259 \frac{kcal}{s}$$

- 3) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas karena adanya kandungan air/moisture dalam bahan bakar

$$\dot{Q}_{loss\ 3}$$

$$= \frac{L3}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb})$$

$$\dot{Q}_{loss\ 3} = \frac{0}{100} \times 51,01 \frac{kcal}{s}$$

$$\dot{Q}_{loss\ 3} = 0 \frac{kcal}{s}$$

- 4) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas karena adanya kandungan air/*moisture* dalam udara pembakaran

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{loss\ 4} &= \frac{L4}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb}) \\ \dot{Q}_{loss\ 4} &= \frac{2,5}{100} \times 51,01 \frac{\text{kcal}}{\text{s}} \\ \dot{Q}_{loss\ 4} &= 339,26 \frac{\text{kcal}}{\text{s}}\end{aligned}$$

- 5) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas karena radiasi

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{loss\ 5} &= \frac{L5}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb}) \\ \dot{Q}_{loss\ 5} &= \frac{0,08}{100} \times 51,01 \frac{\text{kcal}}{\text{s}} \\ \dot{Q}_{loss\ 5} &= 0,043 \frac{\text{kcal}}{\text{s}}\end{aligned}$$

- 6) Potensi panas bahan bakar yang terbang untuk kehilangan panas tidak terhitung

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{loss\ 6} &= \frac{L6}{100} \times \text{Laju aliran energi panas bahan bakar } (\dot{Q}_{bb}) \\ \dot{Q}_{loss\ 6} &= \frac{0,25}{100} \times 51,01 \frac{\text{kcal}}{\text{s}} \\ \dot{Q}_{loss\ 6} &= 0,127 \frac{\text{kcal}}{\text{s}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{Loss\ total} &= (\dot{Q}_{loss\ 1} + \dot{Q}_{loss\ 2} + \dot{Q}_{loss\ 3} + \dot{Q}_{loss\ 4} \\ &\quad + \dot{Q}_{loss\ 5} + \dot{Q}_{loss\ 6}) \frac{kcal}{s} \\ \dot{Q}_{Loss\ total} &= (5,57 + 6,29 + 0 + 1,27 + 0,043 + 0,125) \frac{kcal}{s} \\ \dot{Q}_{Loss\ total} &= 13,32 \frac{kcal}{s}\end{aligned}$$

Potensi panas merupakan energy panas bahan bakar yang seharusnya dapat dimanfaatkan untuk memproduksi steam pada *reboiler*, namun terbuang untuk kehilangan – kehilangan panas sehingga tidak dapat dimanfaatkan lagi.

$$\begin{aligned}\text{Efisiensi Glycol Reboiler } (\eta_{Reboiler}) &= \frac{\text{Output}}{\text{input}} \times 100\% \\ &= \frac{\dot{Q}_{bb} - \dot{Q}_{loss\ total}}{\dot{Q}_{bb}} \times 100\% \\ &= \frac{51,01 \frac{kcal}{s} - 13,32 \frac{kcal}{s}}{51,01 \frac{kcal}{s}} \times 100\%\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi Reboiler } (\eta_{Reboiler}) = 73,88 \%$$

4.4 Perhitungan Efisiensi Glycol Reboiler dengan Metode Langsung

Metode ini hanya memperhitungkan panas masuk dan panas yang dihasilkan dari *reboiler* untuk mengevaluasi efisiensi. Output berupa panas yang diterima oleh *glycol* untuk menguapkan air yang ada dilam *glycol* tersebut sedangkan input merupakan energy panas bahan bakar.

Jika diketahui rumus efisiensi *reboiler* metode langsung adalah sebagai berikut :

$$\text{Efisiensi Reboiler} = \frac{\text{Output}}{\text{input}} \times 100\%$$

$$\eta_{\text{boiler}} = \frac{\dot{m}_s(h_2 - h_1)}{\dot{m}_{bb} \times \text{HHV}} \times 100\%$$

Sesuai data pada lampiran A-1

m steam = 55,7 kg/jam

Flow bahan bakar adalah = 14,62 kg/jam

HHV bahan bakar = 12563 kcal/kg

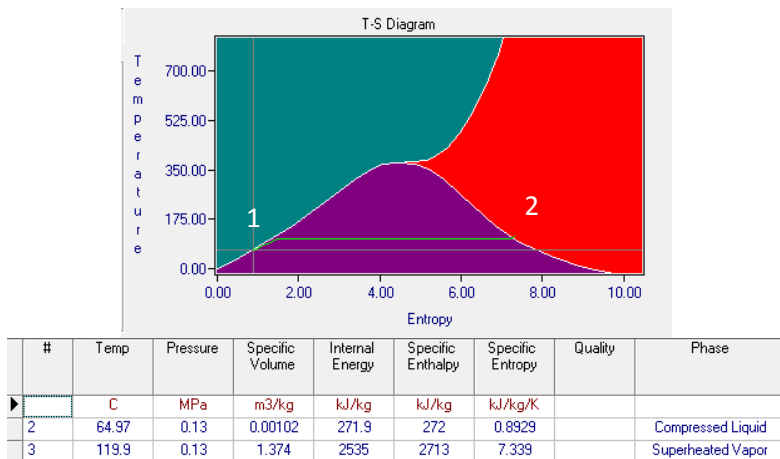
Kondisi : 1 air, P = 1,31 bar ; T = 64,97° C ; h = 272 kJ/kg

2 steam, P = 1,35 bar ; T = 119,9° C ; h = 2713

kJ/kg

$$\eta_{\text{reboiler}} = \frac{63,56 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} (2713 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 272 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}})}{14,62 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 12563 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} \times 100\%$$

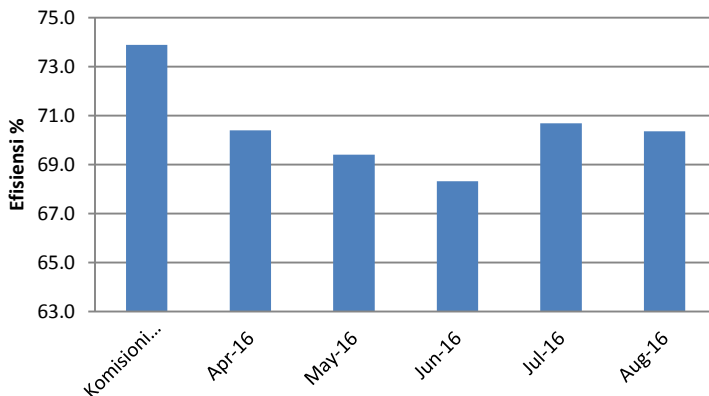
Efisiensi reboiler metode langsung = 74,03 %



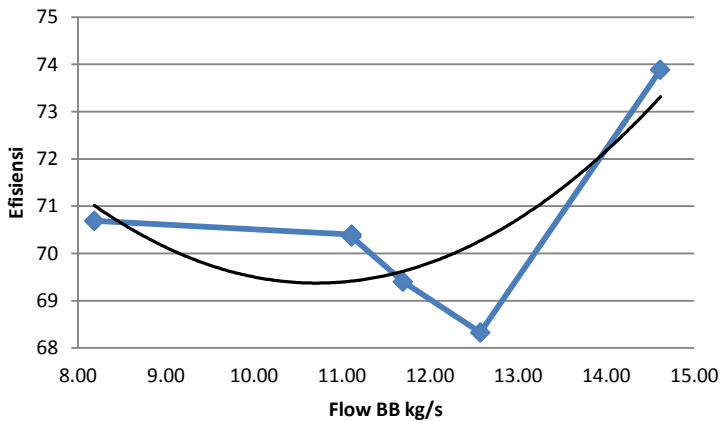
Gambar 4.4 Diagram T-S untuk perhitungan Langsung

4.5 Pembahasan Unjuk Kerja *Glycol Reboiler*

Hasil perhitungan efisiensi *reboiler* dengan menggunakan metode kehilangan panas / heat loss menunjukkan bahwa *Glycol Reboiler* mengalami penurunan efisiensi 1-5 %. Dimana pada saat kondisi komisioning efisiensi *glycol reboiler* adalah 73,88% dan kondisi operasi saat ini menunjukkan angka antara 68-70%. Besarnya efisiensi tiap waktu adalah fluktuatif dan tergantung dari beberapa faktor. Namun, secara garis besar, efisiensi pada saat komisioning lebih besar daripada saat kondisi operasi saat ini. Penurunan efisiensi ini dapat disebabkan oleh banyak hal. Diantaranya adalah kualitas bahan bakar, *humidity*, gas buang, dan *flow* bahan bakar. Pengurangan *flow* bahan bakar dilakukan karena pembebanan pada *glycol reboiler* juga berkurang. *High heating value* (HHV) *natural gas* yang digunakan untuk bahan bakar juga turut berpengaruh terhadap efisiensi *reboiler*. Semakin besar HHV maka akan semakin besar juga panas yang dihasilkan. Dalam hal ini, faktor bahan bakar menjadi salah satu pengaruh besarnya efisiensi *glycol reboiler*. Perbandingan efisiensi *reboiler* sekarang dengan kondisi komisioning dapat dilihat pada gambar 4.5 dibawah ini.



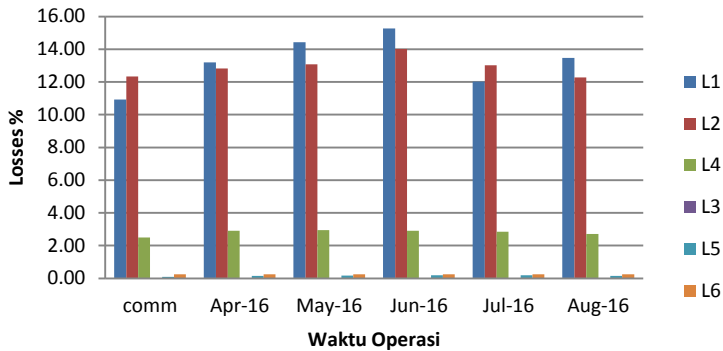
Gambar 4.5 Grafik Perbandingan Efisiensi *Reboiler* Kondisi Komisioning Dan Kondisi Operasi



Gambar 4.6 Grafik Efisiensi Terhadap *Flow* Bahan Bakar

Gambar 4.6 adalah grafik yang menunjukkan pengaruh *flow* bahan bakar terhadap efisiensi. Pada kondisi komisioning, suplai bahan bakar sebesar 14,62 kg/jam dan menunjukkan efisiensi sebesar 73,88 %. Pada kondisi operasi dari bulan April 2016 – Agustus 2016, *flow* bahan bakar dikurangi menjadi sekitar 8-12 kg/jam. *Flow* bahan bakar ini lebih hemat daripada saat komisioning. *Flow* bahan bakar merupakan variable yang turut berpengaruh pada efisiensi *reboiler*. Namun, ada beberapa variable lain yang juga ikut berpengaruh dalam besarnya efisiensi *reboiler*. Jumlah udara yang disuplai bergantung pada konsumsi bahan bakar. Semakin besar konsumsi bahan bakar maka akan semakin besar pula udara yang dibutuhkan. Komposisi yang ideal dibutuhkan untuk menghindari resiko nyala api yang buruk karena *flow* bahan bakar yang terlalu besar atau terlalu kecil dibandingkan dengan suplai udara.

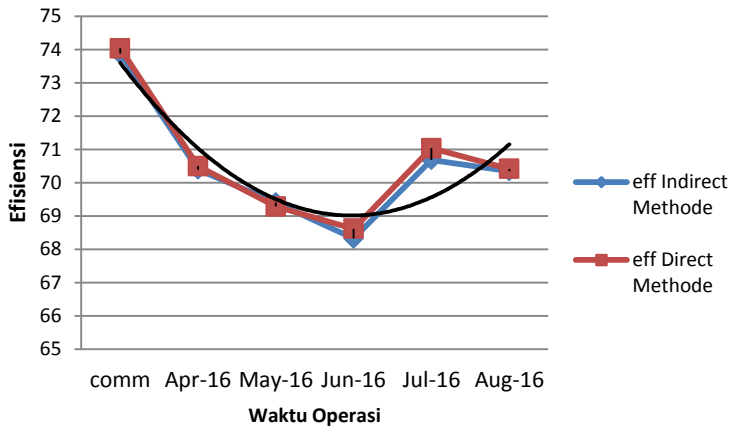
Adanya faktor kehilangan panas yang terjadi pada *glycol reboiler* merupakan penyebab terjadinya penurunan efisiensi. Kehilangan panas dapat digolongkan menjadi kehilangan panas



Gambar 4.7 Grafik Persentase Kehilangan Panas Pada *Glycol Reboiler*

yang dapat dihindarkan (*controllable loss*) dan tidak dapat dihindarkan. (*uncontrollable loss*). Kehilangan panas yang dapat dihindarkan adalah kehilangan panas yang dapat diminimalisir oleh operator melalui pola pengoperasian dan pemeliharaan yang baik. Contohnya adalah kehilangan panas karena gas buang kering. Sedangkan kehilangan yang tidak dapat dihindarkan adalah kehilangan panas yang tidak bisa diminimalisir oleh operator, seperti hydrogen pada bahan bakar, *moisture* pada bahan bakar, dan *moisture* pada udara pembakaran.

Kehilangan panas terbesar yang terjadi berdasarkan perhitungan metode tidak langsung adalah diakibatkan karena gas buang kering dan penguapan air yang terbentuk karena hydrogen dalam bahan bakar. Kehilangan panas yang diakibatkan karena kedua kehilangan panas ini dapat mencapai masing masing 10-15 %. Karena perhitungan panas efisiensi yang dilakukan ditinjau dari segi kehilangan panas, maka untuk meminimalisir kehilangan panas tersebut perlu dilakukan Analisis pemecahan masalah khusus mengenai faktor kehilangan panas terbesar pada *glycol reboiler*. Faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kehilangan panas karena gas buang kering adalah diantaranya *excess* air yang terlalu tinggi, terbentuknya korosi dan jelaga pada tube *reboiler*.



Gambar 4.8 Grafik Perbandingan Efisiensi Metode Langsung Dan Metode Tidak Langsung

Jumlah udara lebih yang dianjurkan untuk bahan bakar gas alam adalah sebesar 5-7 % (Pedoman efisiensi energy untuk industry di Asia). Sedangkan pada perhitungan, *excess* air yang disuplai adalah sebesar 12-25%.

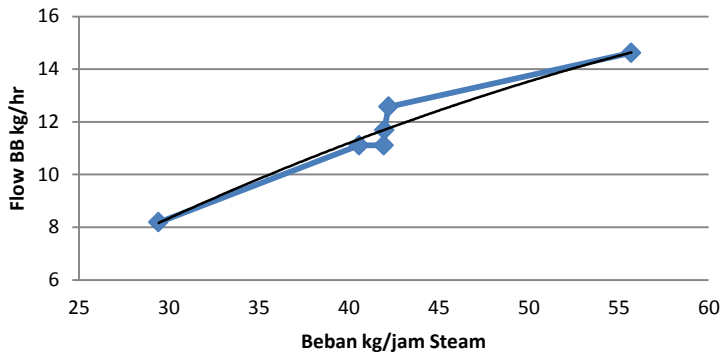
Akibat yang ditimbulkan karena suplai udara lebih yang terlalu banyak adalah energy panas bahan bakar yang terbawa oleh udara lebih sehingga membuat temperatur gas buang pada *glycol reboiler* menjadi lebih tinggi. Sedangkan penguapan air yang terjadi akibat adanya hydrogen dalam bahan bakar tidak dapat dikendalikan oleh operator karena bergantung dari kualitas bahan bakar yang digunakan. Karena bahan bakar adalah *natural* gas hasil dari produksi CPP Gundih sendiri, maka hendaknya proses pengolahan *natural* gas terutama proses dehidrasi lebih ditingkatkan lagi.

Dari gambar diatas terlihat bahwa terdapat perbedaan hasil efisiensi yang dihitung dengan menggunakan metode langsung dan metode tidak langsung. Deviasi terjadi sebesar 0,1-0,67 dengan error yang terjadi sebesar 0,15-0,95 %. Jika tingkat

reliability pada bidang teknik adalah sebesar 95% dan error sebesar 5%, maka dengan error yang terjadi pada perhitungan diatas masih dikatakan reliable karena error yang terjadi lebih kecil daripada 5%. Pada saat kondisi komisioning, dengan metode tidak langsung efisiensi sebesar 73,88%. Sedangkan dengan metode langsung, efisiensi sebesar 74,03%. Perbedaan ini dapat terjadi karena beberapa faktor, seperti faktor pembulatan pada saat perhitungan, alat ukur yang digunakan untuk menghitung parameter pada masing – masing metode yang kurang teliti dan faktor lainnya. Yang dimaksudkan dengan efisiensi ialah manfaat dibagi dengan masukan atau dengan kata lain, kerja dibagi dengan masukan.

Metode tidak langsung adalah metode untuk mencari efisiensi dengan berdasarkan heat loss pada *reboiler*. Manfaat atau kerja yang dimaksudkan pada metode tidak langsung ini adalah panas yang dihasilkan oleh boiler dengan mengurangi 100% panas total yg dapat dihasilkan bahan bakar dengan persentase kehilangan panas yang terjadi. Metode ini juga menghitung besarnya energy panas yang tidak bermanfaat. Sehingga benar benar bisa diketahui kehilangan panas apa saja yang terjadi pada *glycol reboiler*. Sedangkan metode langsung adalah metode untuk mencari efisiensi boiler berdasarkan panas input dan panas output. Panas input berupa kalor dari bahan bakar, dan output berupa kalor yang dipindahkan ke fluida kerja. Manfaat yang dimaksudkan dalam metode langsung ini adalah berupa banyaknya steam yang dihasilkan oleh *reboiler* sebagai kerja. Metode ini tidak dapat diketahui faktor yang menyebabkan fluktuatifnya efisiensi. Berdasarkan grafik dapat dilihat bahwa efisiensi metode langsung akan lebih besar daripada tidak langsung. Hal ini karena parameter yang dihitung lebih sedikit daripada metode tidak langsung sehingga hasilnya lebih besar. Berbeda dengan metode tidak langsung, banyak nya kehilangan panas yang terjadi akan menyebabkan efisiensi semakin menurun.

4.6 Analisis Air Fuel Ratio



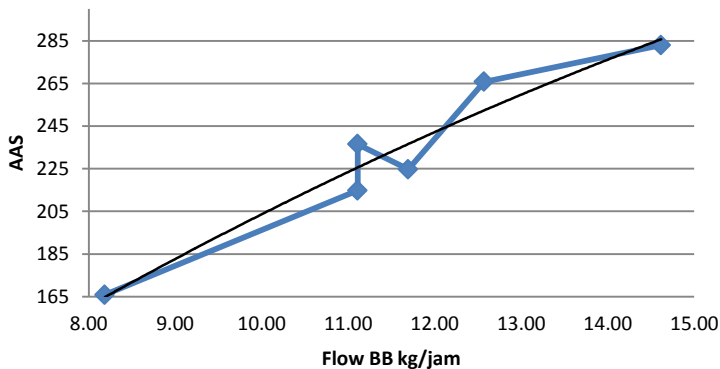
Gambar 4.9 Grafik Konsumsi Bahan Bakar Terhadap Beban Output

Analisis data dibawah ini adalah diambil dari beberapa data performance test dengan variasi jumlah *flow* bahan bakar dimana akan dihitung perbandingan udaranya sehingga nantinya setiap *flow* bahan bakar akan menerima supply udara bakar yang sesuai untuk mendekati pembakaran sempurna. Dibawah ini adalah grafik *fuel* consumption yang berhubungan dengan beban output yang dihasilkan. Beban yang dimaksudkan adalah persentase kandungan air yang diuapkan oleh *reboiler* agar menghasilkan lean *glycol* dengan kandungan air seminimal mungkin.

Diketahui jumlah konsumsi bahan bakar yang digunakan pada variasi beban dan juga variasi bahan bakar. Laju alir *glycol* adalah sebesar 4039,19 kg/jam pada seluruh kondisi operasi. Sehingga besarnya beban dapat didefinisikan absolut terhadap beban 8904,9 lb/jam. Pada kondisi komisioning saat beban sebesar 63,56 kg/jam *flow* bahan bakar adalah 14,62 kg/jam. Semakin tinggi beban, maka semakin tinggi pula panas yang harus disalurkan oleh *reboiler* ke fluida kerja agar kandungan air dapat dikurangi secara optimal. Tingginya kebutuhan kalor ini tentunya juga akan berpengaruh terhadap kebutuhan bahan bakar.

Pada operasional di CPP Gundih, *flow* bahan bakar di seting secara otomatis oleh temperatur valve. Ketika suhu *reboiler* dibawah 380 F, valve bahan bakar akan membuka perlahan hingga suhu mencapai 390 F. ketika suhu sudah mencapai lebih dari 390 F, valve bahan bakar akan mengurangi bukaan sehingga *flow* bahan bakar juga berkurang sehingga temperatur *reboiler* dapat stabil. Jika temperatur *reboiler* terlalu besar, maka dapat mengakibatkan *glycol carry out* atau *glycol* yang seharusnya dapat disalurkan menuju kontaktor akan menguap bersama dengan air.

Beban yang ada pada *glycol reboiler* dapat berbeda tiap waktunya. Hal ini sangat bergantung dari seberapa baik kualitas gas *stripping* yang diambil dari sumur dan juga seberapa baik proses yang dilalui sebelumnya termasuk proses absorpsi pada kolom kontaktor. Jika pada proses sebelum proses dehidrasi, gas sudah mengandung sedikit air maka beban *reboiler* akan lebih ringan daripada jika gas yang masuk ke proses dehidrasi mengandung banyak sekali *impurities* dan air. Hal ini akan menyebabkan beban *reboiler* naik karena terdapat target tertentu yang harus dipenuhi oleh gas terkait dengan kandungan air didalamnya.



Gambar 4.10 Grafik *Fuel Consumption* dengan *Actual air supply*

Dari hasil gambar diatas merupakan hubungan antara kebutuhan udara bahan bakar dan *flow* bahan bakar yang dihitung berdasarkan air actual supply (kg udara/kg bahan bakar). Dapat diketahui bahwa actual air supply pada saat komisioning sebesar 19,5 kg udara/kg bahan bakar. Jika *flow* bahan bakar adalah 14,627 kg/jam maka udara yang disuplai tiap jam adalah 282,96 kg. Untuk beban sebesar 63,56 kg/jam, udara yang disuplai akan lebih banyak karena suplai bahan bakar juga lebih banyak. *Flow* bahan bakar akan sangat berpengaruh terhadap suplai udara untuk proses pembakaran. Dengan *flow* bahan bakar yang semakin banyak maka seharusnya udara yang disuplai juga semakin banyak. Udara merupakan faktor penting, sehingga suplai udara actual harus diperhatikan. Udara actual sangat mempengaruhi kualitas pembakaran. *Excess* air harus optimal dan sesuai agar temperatur gas buang tidak terlalu tinggi dan kehilangan panas dapat diminimalisir.

4.7 Analisis Flue Gas yang Dihasilkan dari Pembakaran

Dapat dihitung jumlah mass flue gas yang dihasilkan dari pembakaran dalam *reboiler*. Hal ini penting dilakukan untuk mengetahui korelasi banyaknya gas buang terhadap *flow* bahan bakar. Menurut perhitungan yang telah dilakukan, semakin besar *flow* bahan bakar maka akan semakin banyak pula produksi bahan bakar. Selain banyaknya flue gas yang dihasilkan, temperatur dan juga analisis kandungan dari flue gas juga harus dilakukan. Hal ini guna mengetahui efisiensi *reboiler*. Dari perhitungan sebelumnya didapatkan perhitungan perbandingan actual mass of flue gas (kg/kg bahan bakar) :

Tabel 4.6 Perhitungan Mass Of Flue Gas

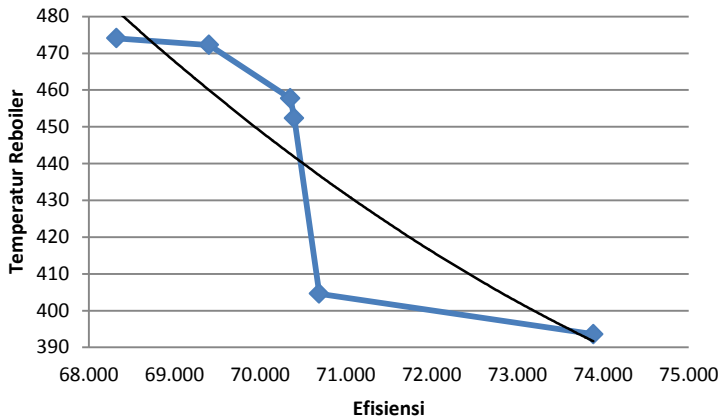
<i>flow</i> bahan bakar (kg/jam)	mass of dry flue gas (kg/kg bb)	mass <i>flow</i> flue gas (kg/jam)
8.19	15.94	130.46
11.11	15.87	176.30

11.11	15.78	175.35
11.69	15.95	186.47
12.57	15.87	199.53
14.62	15.83	231.40

Massa actual flue gas yang dihasilkan dari pembakaran dipengaruhi oleh banyaknya bahan bakar yang digunakan dan juga besar udara yang disuplai dalam pembakaran. Massa actual flue gas sangat mempengaruhi efisiensi kerja *reboiler* karena semakin banyak actual flue gas yang dihasilkan tiap kg bahan bakar maka heat loss yang terjadi dalam flue gas pun juga semakin besar. Oleh karena itu komposisi bahan bakar yang digunakan dengan udara bakar yang disuplai harus sesuai.

4.8 Analisis Pengaruh Temperatur Gas Buang Terhadap Unjuk Kerja Glycol Reboiler

Performa sebuah reboiler dipengaruhi oleh beberapa faktor. Hal tersebut berbeda tergantung dari sisi metode perhitungan efisiensi. ketika menggunakan metode langsung maka hal yang sangat berpengaruh adalah besarnya steam yang dihasilkan oleh reboiler dan juga seberapa besar input bahan bakar. Kemudian jika ditinjau dari segi metode tidak langsung, hal yang berpengaruh sangat beragam. Seperti kandungan gas buang, temperatur gas buang dan juga temperatur permukaan reboiler, serta kandungan bahan bakar. Metode tidak langsung ini menghitung kehilangan panas yang terjadi pada glycol reboiler berdasarkan beberapa faktor yang telah disebutkan.



Gambar 4.11 Grafik Temperatur Terhadap Efisiensi Reboiler

Dari gambar grafik diatas, dapat diketahui bahwa semakin besar suhu gas buang yang dihasilkan oleh suatu reboiler maka akan semakin menurun efisiensi yang dihasilkan. Hal ini disebabkan karena semakin besar suhu gas buang, maka akan semakin besar selisih nya dengan ambient air. Sehingga akan menyebabkan nilai dari kehilangan panas juga besar. Kehilangan panas dihitung berdasarkan rumus yang berbeda dan turut memperhitungkan suhu gas buang dari glycol reboiler. Sehingga besarnya temperatur gas buang akan sangat berpengaruh terhadap kehilangan yang terjadi dan efisiensi reboiler.

Temperatur gas buang dipengaruhi oleh proses pembakaran yang terjadi pada bahan bakar. Proses bahan bakar diawali oleh pencampuran bahan bakar dan udara yang kemudian dipercikan api didalamnya. Besarnya bahan bakar yang dicampurkan dan jumlah excess air sangat menentukan kualitas pembakaran. Kualitas dari pembakaran sangat mempengaruhi suhu gas buang. Semakin baik kualitas pembakaran, maka akan semakin rendah suhu gas buang yang dihasilkan. Hal ini

disebabkan karena panas yang dihasilkan oleh pembakaran dapat diserap secara baik oleh reboiler. Sedangkan jika temperatur gas buang tinggi, maka hal ini menunjukkan bahwa panas yang dihasilkan oleh pembakaran belum maksimal diserap oleh reboiler dan dibuang bersama gas buang.

Selain temperatur gas buang, temperatur permukaan reboiler juga turut berpengaruh dalam besarnya kehilangan panas yang terjadi pada glycol reboiler. Khususnya pada kehilangan panas karena radiasi permukaan. Semakin besar temperatur permukaan reboiler maka akan semakin besar kehilangan panas akibat radiasi permukaan. Jika kehilangan panas yang terjadi karena radiasi permukaan besar, maka efisiensi akan menurun.

[Halaman ini sengaja dikosongkan]

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Beberapa kesimpulan yang dapat diambil dari penelitian ini adalah :

1. Efisiensi pada beban 63,56 kg/jam dengan metode indirect sebesar 73,88% dan pada metode direct sebesar 73,77%. Terdapat selisih antara hasil perhitungan efisiensi dengan metode langsung dan metode tidak langsung. Hal ini disebabkan beberapa factor seperti suhu, analisa bahan bakar dan analisa gas buang.

2. Efisiensi berdasarkan operasi menunjukkan penurunan dari waktu komisioning hingga operasi saat ini. Pada saat komisioning efisiensi reboiler sebesar 73,88%. Sedangkan pada operasi bulan April sebesar 70,39%, Mei sebesar 69,403%, Juni sebesar 68,32%, Juli sebesar 70,68%, dan Agustus adalah sebesar 70,35%. Perbedaan besarnya efisiensi ini dapat disebabkan karena factor bahan bakar yang digunakan dan juga factor gas buang yang dihasilkan.

3. Faktor kehilangan panas terbesar pada glycol reboiler adalah diakibatkan karena gas buang kering dan juga pembentukan uap air akibat adanya hydrogen pada bahan bakar. Kehilangan panas yang terjadi akibat kedua factor tersebut mencapai masing masing 10-15 %.

4. Besarnya *Theoretical air requirement* atau udara teoritis yang dibutuhkan dalam pembakaran dengan *flow* bahan bakar 14,62 kg/jam adalah 16,903 kg udara/kg bahan bakar. Hasil perhitungan ini didapatkan karena di pengaruhi oleh persentase berat dari kandungan unsur *Carbon*, *hydrogen*, dan *oksigen* di dalam bahan bakar yang digunakan.

5. Jumlah *Excess air* yang diberikan dalam proses pembakaran pada saat *flow* bahan bakar sebesar 14,26 kg/jam adalah 14,521%. *Excess air* ini diperlukan untuk memperbesar kemungkinan terjadi pembakaran yang lebih sempurna.

6. Besarnya *Aktual air supply*, atau udara aktual yang diperlukan dalam pembakaran dengan *flow* bahan bakar sebesar 14,61 kg/jam adalah 19,35 kg udara/kg bahan bakar. Besarnya udara actual yang disuplai lebih besar daripada udara teoritis karena pada kondisi actual, dimungkinkan banyak losses yang terjadi. Sehingga jumlah udara actual lebih banyak.

7. Besar *Mass of Dry Flue gas*, atau massa dari flue gas yang dihasilkan dari proses pembakaran dengan *flow* bahan bakar sebesar 14,62 kg/jam adalah 15,83 kg gas buang/kg bahan bakar. besarnya gas buang kering ini dapat disebabkan oleh factor udara yang disuplai tidak sesuai dan factor kualitas bahan bakar seperti kandungan karbon, hydrogen, dan lainnya.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan dari hasil tugas akhir ini,

1. Sebaiknya ada *flow* meter pada setiap saluran udara dan gas sehingga dapat diketahui *mass flow* dari udara yang mengalir dan *flue gas* yang dihasilkan dari pembakaran.

2. Selain melihat dari warna gas pembuangan, pihak operator bisa menjadikan hasil perhitungan tugas akhir yang berdasarkan *ASME PTC 4.1* untuk mengatur udara bakar melalui *excess air* dengan melihat *fuel consumption* sebagai indikatornya.

DAFTAR PUSTAKA

1. Djokosetyardjo, M.J. 2003. "***Ketel Uap***". Pradnya Paramitha. Jakarta
2. Rayaprolu, Kumar. 2009. "***Boilers for Power and Process***". CRC Press. Boa Raton
3. Unep. 2008. "***Boiler & Pemanas Fluida Termis***". United Nation Enviroment Program.
4. Bahadori, A., dan Vuthaluru, H. B. 2009. "***Simple Methodology for Sizing of Absorber for TEG (triethylene glycol) Gas Dehydration Systems***". *Energy*. 34 (2009) 1910-1916
5. Rahimpour M. R. dkk. 2013. "***Investigating the Performance of Dehydration Unit With Coldfinger Technology in Gas Processing Plant***". *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.12 (2013) 1-12
6. Bahadori, A., dan Vulthaluru, H. B. 2010. "***Estimation of Energy Conservation Benefits Controlled Gas-Fired System***". *Fuel Processing Technology*. 91 (2010) 1198-1203
7. Baukal, C. E. 2013. "***The John Hamworthy Combustion Handbook 2nd Edition – Applications***". Boca Raton . CRC Press.
8. Moran, M. J., dan Shapiro, H. N. 2006. "***Fundamental of Engineering Thermodynamics 5th Edition***". Chichester . John Wiley & Sons.
9. Baukal, C. E. 1998. "***Oxygen-Enhanced Combustion***". Boca Raton . CRC Press.
10. American Society of Mechanical Engineers (ASME) PTC 4.1 (1998). "***Performance Test Code Fired Steam Generators***".

11. Bahadori, Alireza (2010). ***Estimation of energy conservation benefits in excess air controlled gas-fired systems.*** Australia.
12. Bureau of Energy Efficiency, 2004, “***Energy Efficiency in Thermal Utilities***”, India : Ministry of Power.
13. Kaewboonsong. W.(2006). ***Minimizing fuel and environmental costs for a variable-load power plant (co-)firing fuel oil and natural gas Modeling of gaseous emissions from boiler units.*** School of Manufacturing Systems and Mechanical Engineering, Sirindhorn International Institute of Technology, Thammasat University. Thailand.
14. UNEP, 2006, “***Energy efficiency for Asian Industry Handbook*** ” – www.energyefficiencyasia.org.

Lampiran A-1 Tabel Hasil Perhitungan Perbandingan Udara Teoritis, Aktual dan Excess Air

No	Uraian	Satuan	Komisioning	April, 2016
1	Beban	kg/jam	63.560	45.980
2	Gas Input	kg/jam	14.617	11.109
		MMSCFD	0.005	0.0038
3	Kebutuhan Udara Teoritis	kg	16.904	16.953
4	Suplai Udara Sebenarnya	kg	19.358	21.286
5	Excess Air	%	14.521	25.558

Mei,2016	Juni,2016	Juli,2016	Agustus,2016
48.560	47.480	33.220	46.870
11.694	12.571	8.186	11.109
0.004	0.0043	0.0028	0.0038
17.052	17.009	17.073	16.834
21.138	19.217	20.255	19.336
23.964	12.986	18.640	14.863

Lampiran A-2 Tabel Hasil Perhitungan Losses pada Glycol Reboiler

No	Uraian	Satuan	Komisioning	April, 2016
1	Beban	kg/jam	63.560	45.980
2	Gas Input	kg/jam	14.617	11.109
		MMSCFD	0.005	0.0038

3	Losses 1	%	10.935	13.187
4	Losses 2	%	12.341	12.821
5	Losses 3	%	0.000	0.000
6	Losses 4	%	2.503	2.914
7	Losses 5	%	0.085	0.145
8	Losses 6	%	0.250	0.250
9	Total	%	26.113	29.317

Mei,2016	Juni,2016	Juli,2016	Agustus,2016
48.560	47.480	33.220	46.870
11.694	12.571	8.186	11.109
0.004	0.0043	0.0028	0.0038
14.433	15.273	12.017	13.475
13.080	14.016	13.016	12.275
0.000	0.000	0.000	0.000
2.947	2.900	2.837	2.718
0.173	0.192	0.187	0.152
0.250	0.250	0.250	0.250
30.883	32.630	28.308	28.871

Lampiran A-3 Tabel Hasil Perhitungan Potensial Panas pada Bahan Bakar Glycol Reboiler

No	Uraian	Satuan	Komisioning	April, 2016
1	Beban	kg/jam	63.560	45.980
2	Gas Input	kg/jam	14.617	11.109
		MMSCFD	0.005	0.004
3	Potensi Panas 1	Kcal/s	1482.275	1367.520
4	Potensi Panas 2	Kcal/s	1672.899	1356.370

5	Potensi Panas 3	Kcal/s	0.000	0.000
6	Potensi Panas 4	Kcal/s	339.264	302.139
7	Potensi Panas 5	Kcal/s	11.471	17.931
8	Potensi Panas 6	Kcal/s	33.889	25.925
9	Total	Kcal/s	3539.798	3069.886

Mei,2016	Juni,2016	Juli,2016	Agustus,2016
48.560	47.480	33.220	46.870
11.694	12.571	8.186	11.109
0.004	0.004	0.003	0.004
1575.726	1692.984	897.120	1432.775
1399.789	1449.876	1046.332	1383.976
0.000	0.000	0.000	0.000
321.768	321.448	211.813	289.025
15.876	19.168	14.304	19.906
27.294	27.713	18.663	26.581
3340.454	3511.188	2188.233	3152.263

Lampiran A-4 Tabel hasil Perhitungan Gas Buang Kering

No	Uraian	Satuan	Komisioning	April, 2016
1	Beban	kg/jam	63.560	45.980
2	Gas Input	kg/jam	14.617	11.109
		MMSCFD	0.005	0.004
3	CO ₂	kg	280.975	280.388
4	O ₂	kg	1.632	4.980
5	N ₂	kg	1301.389	1304.959
6	massa gas	%	15.830	15.870

	buang kering			
--	-----------------	--	--	--

Mei,2016	Juni,2016	Juli,2016	Agustus,2016
48.560	47.480	33.220	46.870
11.694	12.571	8.186	11.109
0.004	0.004	0.003	0.004
280.975	276.681	278.663	281.746
1.990	1.500	2.020	1.530
1312.788	1309.479	1314.388	1296.064
15.946	15.873	15.938	15.785

Lampiran A-5 Tabel Hasil Perhitungan Efisiensi Metode Langsung dan Efisiensi Metode Tidak Langsung

No	Uraian	Satuan	Komisioning	April, 2016
1	Beban	kg/jam	63.560	45.980
2	Gas Input	kg/jam	14.617	11.109
		MMSCFD	0.005	0.004
3	m steam	kg/jam	55.7	40.57
4	Efisiensi Metode Langsung	%	74.373	70.815
5	Efisiensi Metode Tidak Langsung	%	73.887	70.397
6	Deviasi		0.457	0.391

Mei,2016	Juni,2016	Juli,2016	Agustus,2016
48.560	47.480	33.220	46.870

11.694	12.571	8.186	11.109
0.004	0.004	0.003	0.004
41.98	42.21	29.43	41.55
69.602	68.926	71.359	70.736
69.403	68.325	70.688	70.353
0.171	0.575	0.643	1.036

Lampiran A-6 Tabel Hasil Perhitungan Efisiensi Metode Langsung

No	m steam kg/jam	Tekanan (bar)	Temperatur 1 (oC)	h water in kj/kg
1	55.7	0.25	65	272
2	40.57	0.25	65	272
3	41.98	0.25	65	272
4	42.21	0.25	65	272
5	29.43	0.25	65	272
6	41.55	0.25	65	272

Tekanan (bar)	Temperatur 2 (oC)	h steam kj/kg	m bb kg/hr	HHV kcal/kg	efisiensi %
0.25	119.9	2724	14.617	12563	74.37
0.25	119.9	2724	11.109	12645	70.82
0.25	120	2724	11.694	12647	69.60
0.25	119.9	2724	12.571	11945	68.93
0.25	119.9	2724	8.186	12354	71.36
0.25	120	2724	11.109	12965	70.74

[Halaman ini sengaja dikosongkan]

RIWAYAT PENULIS



Nimas Alfiana Raras Saputri dilahirkan di Cepu, 21 Maret 1995 merupakan anak pertama dari dua bersaudara dari pasangan Masrukan dan Ninik Harjanti. Penulis menempuh pendidikan sekolah dasar di SD N 3 , Cepu. Penulis kemudian melanjutkan pendidikan di Sekolah Menengah Pertama di SMPN 2 Cepu dan Sekolah Menengah Atas di SMAN 1 Cepu.

Lulus Sekolah Menengah Atas di tahun 2013, penulis kemudian mengikuti SNMPTN dan akhirnya diterima di Teknik Mesin ITS di tahun 2013 sebagai angkatan M56 dengan NRP 2113100013. Penulis menyelesaikan sidang tugas akhir pada hari Selasa, 3 Januari 2017 dan dinyatakan lulus. Selama kuliah di Teknik Mesin penulis menyukai tantangan untuk aktif berorganisasi. Penulis juga aktif dalam berkegiatan sosial dan masyarakat, serta aktif dalam beberapa kegiatan acara kampus.

Untuk segala informasi dan saran yang ditujukan kepada penulis, dapat menghubungi melalui *e-mail* nimas.alfiana@gmail.com